



VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING

ÚSTAV PROCESNÍHO INŽENÝRSTVÍ

INSTITUTE OF PROCESS ENGINEERING

**STUDIE POTENCIÁLU INTEGROVANÉHO ŘEŠENÍ
JEDNOTKY „WASTE-TO-ENERGY“**

STUDY ON THE POTENTIAL OF AN INTEGRATED WASTE-TO-ENERGY UNIT

DIPLOMOVÁ PRÁCE

MASTER'S THESIS

AUTOR PRÁCE

AUTHOR

Bc. Vít Freisleben

VEDOUCÍ PRÁCE

SUPERVISOR

doc. Ing. Zdeněk Jegla, Ph.D.

BRNO 2019

Zadání diplomové práce

Ústav: Ústav procesního inženýrství
Student: **Bc. Vít Freisleben**
Studijní program: Strojní inženýrství
Studijní obor: Procesní inženýrství
Vedoucí práce: **doc. Ing. Zdeněk Jegla, Ph.D.**
Akademický rok: 2018/19

Ředitel ústavu Vám v souladu se zákonem č.111/1998 o vysokých školách a se Studijním a zkušebním řádem VUT v Brně určuje následující téma diplomové práce:

Studie potenciálu integrovaného řešení jednotky „waste-to-energy“

Stručná charakteristika problematiky úkolu:

Úkolem práce je formou studie analyzovat technický, ekonomický a environmentální potenciál integrovaného řešení jednotky „waste-to-energy“ pro termické zpracování plyných odpadů a srovnat obdržené výsledky s obdobnými parametry provozované průmyslové technologie standardního provedení.

Cíle diplomové práce:

1. Seznámit se s technologickým schématem a aparátovou skladbou provozované průmyslové jednotky „waste-to-energy“ pro termické zpracování plyných odpadů.
2. S podporou profesionálního simulačního softwaru ověřit a případně doplnit a zkompletovat materiálovou a energetickou bilanci provozované průmyslové jednotky.
3. Seznámit se s možnostmi a provozními podmínkami současných moderních technologií zpracování plyných odpadů a identifikovat optimální technologické podmínky pro studovanou průmyslovou jednotku „waste-to-energy“.
4. S pomocí nástrojů Pinch Analysis vizualizovat a porovnat stávající efektivitu využití odpadního tepla provozované jednotky „waste-to-energy“ s potenciálem dosažitelným v případě integrovaného provedení takové jednotky, jež bude zohledňovat současné trendy v oblasti integrace procesních aparátů včetně optimálních technologických podmínek stanovených v předchozím bodě.
5. Provést základní rozměrový návrh integrovaných aparátů a kvalifikovaný odhad jejich pořizovacích a provozních nákladů.
6. Vyhodnotit celkový technicko-ekonomický a environmentální potenciál integrovaného řešení jednotky „waste-to-energy“ ve srovnání s obdobnými parametry charakterizujícími stávající provozovanou průmyslovou jednotku standardního provedení.

Seznam doporučené literatury:

STEHLÍK, P.: Up-to-Date Waste-to-Energy Approach. From Idea to Industrial Application, SpringerBriefs in Applied Sciences and Technology, SpringerNature, Switzerland, 2016.

VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen Ed., VDI Heat Atlas, Second Edition, Springer-Verlag Berlin Heidelberg 2010.

Termín odevzdání diplomové práce je stanoven časovým plánem akademického roku 2018/19

V Brně, dne

L. S.

prof. Ing. Petr Stehlík, CSc., dr. h. c.
ředitel ústavu

doc. Ing. Jaroslav Katolický, Ph.D.
děkan fakulty

Abstrakt

Tato diplomová práce se zabývá návrhem technologických úprav stávající průmyslové jednotky „*waste-to-energy*“, která slouží k termickému zpracování procesních odplynů obsahujících VOC a CO za vzniku spalin. Hlavním cílem návrhu takových úprav stávající jednotky je zlepšení jejích provozních parametrů s ohledem na ekonomii, ekologii a efektivitu využití tepelné energie.

V první části práce byl popsán stávající provoz se všemi významnými procesními parametry. Dále byla identifikována všechna klíčová zařízení sloužící ke zpracování odplynů nebo k využití odpadního tepla.

V hlavní části práce je uvedena řada konkrétních úprav stávající jednotky zahrnujících technologii tepelné intenzifikace stávajících výměníků tepla, dále návrh nových a účinnějších výměníků tepla a nakonec zavedení technologie katalytické oxidace za účelem katalytického rozkladu polutantů obsažených v odplynech.

Výstupem práce je technické, ekonomické a ekologické srovnání navržených technologických úprav se stávajícím provozem.

Abstract

This diploma thesis is focused on the design of technological modifications of the existing industrial unit „*waste-to-energy*“, used for thermal treatment of process waste gases containing VOC and CO while flue gas is produced. The main objective of the existing unit modification is to improve its operating parameters considering economy, ecology and energy utilization.

In the first part, the current industrial plant was presented with all necessary process data. Furthermore, all the key equipment used for the waste gases treatment or for the utilization of waste heat was identified.

In the main part of the thesis there are performed modifications of the existing unit including the technology of existing heat exchangers intensification, the design of new and more efficient heat exchangers and finally the catalytic oxidation technology implementation for the decomposition of pollutants contained in the waste gas.

The result of the thesis is a technical, economic and ecological comparison of the proposed technological modifications with the existing operation.

Klíčová slova

Odplyn, VOC, CO, ztrátové teplo, tepelná účinnost, termická oxidace, katalytická oxidace, výměník tepla, intenzifikace, rekuperace, regenerace, návratnost

Keywords

Waste gas, VOC, CO, heat loss, thermal efficiency, thermal oxidation, catalytic oxidation, heat exchanger, intensification, recuperation, regeneration, payback

Bibliografická citace

FREISLEBEN, Vít. *Studie potenciálu integrovaného řešení jednotky „waste-to-energy“*. Brno, 2019. Diplomová práce. Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Ústav procesního inženýrství. 92 s. Vedoucí práce doc. Ing. Zdeněk Jegla, Ph.D.

Prohlášení

Prohlašuji, že jsem předkládanou diplomovou práci vypracoval samostatně pod vedením doc. Ing. Zdeňka Jegly, Ph.D., a to na základě literatury uvedené v seznamu použitých zdrojů, svých poznatků a odborných konzultací. Nadto prohlašuji, že jsem veškeré prameny, ze kterých jsem čerpal, správně a úplně citoval.

V Brně dne 24. 5. 2019

.....

Vít Freisleben

Poděkování

Tímto děkuji vedoucímu mé diplomové práce, doc. Ing. Zdeňku Jeglovi, Ph.D., za jeho ochotu, důslednost a cenné rady během jejího zpracování.

Dále děkuji Ing. Bohuslavovi Kilkovskému, Ph.D. za jeho vstřícnost a pomoc.

Nakonec, ale ne v poslední řadě, děkuji svým rodičům za jejich celoživotní podporu.

Obsah

Úvod	4
1. Popis průmyslového provozu	6
1.1 Obecný výrobní proces	6
1.2 Zkoumaná průmyslová jednotka „waste-to-energy“	8
1.2.1 Základní popis procesu	8
1.2.2 Detailní popis tepelných zařízení a procesních proudů	9
1.2.3 Energetická analýza stávajícího stavu	11
2. Technologie pro zpracování průmyslových odpadních plynů obsahujících VOC a CO	13
2.1 Destruktivní metody	14
2.1.1 Termická oxidace	14
2.1.2 Katalytická oxidace	16
2.1.3 Katalytická filtrace	18
2.1.4 Biofiltrace	19
2.2 Nedestruktivní metody	20
2.2.1 Absorpce	20
2.2.2 Adsorpce	21
2.2.3 Kondenzace VOC	22
3. Přehled výměníků tepla aplikovatelných pro průmyslové odpadní plyny	23
3.1 Rekuperační trubkový výměník s pláštěm bez přepážek	24
3.1.1 Základní popis trubkového výměníku	24
3.1.2 Vybrané metody tepelné intenzifikace trubkových výměníků	25
3.2 Rekuperační deskový výměník s hladkými deskami	26
3.2.1 Základní popis deskového výměníku	26
3.2.2 Vybrané metody tepelné intenzifikace deskových výměníků	27
3.3 Regenerační statický výměník s pevným ložem	28
3.3.1 Základní popis regeneračního výměníku	28
4. Výběr technologie a výpočetního softwaru pro úpravu procesu stávající jednotky „waste-to energy“	30
4.1 Vybraná alternativní technologie pro zpracování procesních odplynů	30
4.2 Vhodná úprava systému pro přenos tepla	30
4.3 Aplikovaný výpočetní software	31

5. Návrh úpravy zkoumaného procesu formou zvýšení přenosu tepla v ohříváku odplynu.....	32
5.1 Přivedení proudu vedlejšího odplynu do ohříváku odplynu	32
5.1.1 Procesní parametry provozu s přivedením proudu vedlejšího odplynu do ohříváku odplynu.....	33
5.1.2 Zhodnocení procesu s přepojením vedlejšího odplynu	35
5.2 Využití turbulizátorů v trubkovém prostoru ohříváku odplynu	37
5.2.1 Volba vhodného typu turbulizátoru	38
5.2.2 Optimální parametry vybraného typu turbulizátoru	41
5.2.3 Zhodnocení procesu se zavedením turbulizátoru	43
6. Modifikace procesu výměnou ohříváku odplynu.....	44
6.1 Zavedení deskového rekuperačního výměníku s hladkými deskami.....	44
6.1.1 Výpočetní návrh deskového výměníku s hladkými deskami	45
6.1.2 Optimální geometrie deskového výměníku a procesní parametry jeho provozu.....	47
6.1.3 Zhodnocení navrhované úpravy procesu zavedením deskového ohříváku odplynu	49
6.2 Zavedení regeneračního výměníku s pevným ložem	50
6.2.1 Konstrukční a procesní parametry regeneračního výměníku	51
6.2.2 Zhodnocení navrhované úpravy procesu zavedením regeneračního ohříváku odplynu	52
7. Integrované řešení procesu se zavedením předeřevu spalovacího vzduchu	54
7.1 Procesní parametry provozu s předeřívákem spalovacího vzduchu	55
7.2 Výpočetní návrh deskového výměníku s hladkými deskami pro předeřev spalovacího vzduchu.....	56
7.3 Zhodnocení navrhované úpravy procesu zavedením předeřevu spalovacího vzduchu.....	58
8. Modifikace provozu formou zavedení katalytické oxidace	60
8.1 Konstrukční a procesní parametry katalytického reaktoru.....	60
8.2 Procesní parametry provozu s katalytickým reaktorem	62
8.3 Zhodnocení úpravy stávajícího procesu formou zavedení katalytické oxidace	63

9. Vhodné kombinace dosavadních postupů pro úpravu zkoumaného procesu	65
9.1 Rekonstrukce stávajícího procesu se zachováním spalovací pece a úpravou sítě výměny tepla.....	65
9.1.1 Procesní parametry rekonstruovaného provozu a konstrukčně-procesní parametry navrhovaných zařízení	66
9.1.2 Zhodnocení navržené úpravy procesu	68
9.2 Rekonstrukce stávajícího procesu se zavedením katalytické oxidace	70
9.2.1 Konstrukční a procesní parametry navrhovaných zařízení a procesní parametry stávajících generátorů páry	71
9.2.2 Zhodnocení navržené úpravy procesu	72
10. Porovnání dosažených výsledků	74
10.1 Porovnání navržených technologických úprav z hlediska investiční náročnosti	74
10.2 Porovnání navržených technologických úprav z hlediska využití tepelné energie ve spalinách.....	76
10.3 Porovnání navržených technologických úprav z hlediska vlivu na životní prostředí.....	77
Závěr.....	80
Seznam použitých zdrojů	82
Seznam zkratk a symbolů.....	86
Seznam obrázků	88
Seznam tabulek	90
Seznam příloh	92

Úvod

Celé moderní dějiny naší civilizace jsou spjaty s technologickým a společenským rozvojem a stálým zvyšováním životního standardu. Lidská populace tak stále roste a zvyšují se tak nároky na čerpání přírodních zdrojů a vzniká otázka, zda je tento vývoj vůbec udržitelný. Nejedná se ale o žádný nový fenomén. Toto téma je často diskutováno a vzniklo o něm už mnoho publikací zabývajících se znečištěním, globálním oteplováním, ohrožením ekosystémů a celou řadou podobných navzájem propojených problémů. Souhrnně a stručně o této problematice pojednává například slavný a celosvětově uznávaný článek „*World Scientists' Warning to Humanity*“ z roku 1992, či jeho aktualizovaná verze z roku 2017 [1].

Současný chod a rozvoj společnosti je založen na velkých energetických nárocích, které jsou i v dnešní době z většiny pokryty využíváním fosilních paliv. Ta ale dlouhodobě dochází a jsou významným zdrojem znečištění, proto se k nim hledají alternativy a zavádějí se rozsáhlá legislativní opatření. Jako příklad se dá uvést jeden z plánů Evropského parlamentu „2020 Climate & Energy Package“ [2], který vybízí členské státy Evropské unie ke snižování emisí skleníkových plynů, zvyšování podílu obnovitelných zdrojů v energetice a zvyšování účinnosti využití energie.

Pro snižování emisí, jak skleníkových plynů, tak jiných škodlivých látek, jsou dlouhodobě zpřísňovány emisní limity. Významným energetickým spotřebitelem a zároveň zdrojem emisí je průmysl (například chemické a potravinářské výrobní linky). Pro zvýšení míry využití odpadního tepla z těchto výrobních procesů, a tím zvyšování energetické účinnosti průmyslových linek, se do popředí dostává tepelná integrace procesů a intenzifikace tepelných zařízení [3]. Dále se vedle běžných obnovitelných zdrojů energie, jako je biomasa, či vodní energie, využívá i samotný odpad, ať už se jedná o komunální odpad z domácností, či o průmyslový odpad ve formě plynů, či kapalných proudů obsahujících škodliviny. Jsou zaváděny nové a účinnější technologie, které umožňují tyto odpady ekologicky využít [4].

Výše zmíněná opatření mnohdy znamenají pro výrobní podniky nemalé investiční náklady spojené s projektováním, pořízením a montáží příslušných technologií. Vysoce tepelně integrované provozy mnohdy vyžadují zavedení více zařízení pro tepelnou výměnu, regulaci či měření, než provozy zavádějící pouze částečnou integraci, nebo žádnou. Na druhou stranu ale oproti vysokým investicím dochází k redukci provozních nákladů spojených se sníženou potřebou externích dodávek energie (např. ve formě paliv, či topné páry). Tím se tyto projekty stávají ekonomicky zajímavé, energeticky úsporné a ekologicky příznivé. Vždy je tedy potřeba jak při rekonstrukcích stávajících provozů, tak při návrhu nových provozů, přihlížet ke všem třem základním aspektům – k maximálnímu využití energie, minimálním emisím a to vše s přihlédnutím k minimálním investicím nutným k realizaci navržených úprav.

Tato diplomová práce se zabývá procesem na zpracování plynného odpadu (odplynu) reálného výrobního podniku a návrhem možných koncepčních úprav tohoto provozu. Odpadní plyn obsahuje oxid uhelnatý (CO) a tzv. VOC (z anglického *Volatile Organic Compounds*), neboli těkavé organické látky. Tyto látky se vyznačují rychlým vypařováním za pokojových teplot a jsou zdraví velmi škodlivé. Mezi některé jejich nebezpečné vlastnosti patří karcinogenita, poškození vnitřních orgánů a vegetace a v neposlední řadě jsou to skleníkové plyny [5]. Zároveň se ale jedná o spalitelné látky s vysokou energetickou hodnotou, proto se přímo nabízí jejich využití pro zlepšení provozních parametrů linky.

Záměrem práce je nejprve popsat současný provoz se všemi klíčovými zařízeními a látkovými proudy, extrahovat všechna potřebná provozní data, definovat energetický potenciál daného odpadního proudu a stanovit tepelnou účinnost jeho využití při stávajícím uspořádání.

V návaznosti na to je záměrem v dalších částech práce prezentovat výsledky provedené rešerše zabývající se základními metodami a technologiemi využívanými pro zpracování podobných odpadních látek a také prezentovat přehled výměníků tepla běžně využívaných pro takové aplikace. Na základě těchto informací bude v další části práce možné vybrat vhodné alternativní technologie pro zpracování samotného odplynu a následně navrhovat koncepční úpravy v systému využití tepla s důrazem na hlubší tepelnou integraci systému či intenzifikaci stávajících zařízení a tím na zvýšení jeho tepelné účinnosti.

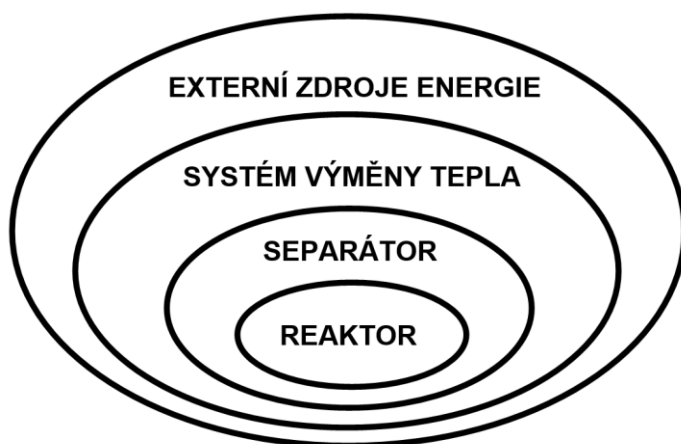
Výsledným cílem této práce je potom, kromě samotného návrhu vhodných technologických úprav, jejich komplexní zhodnocení a porovnání z hlediska energetických a provozních úspor, investic a také vlivu takových opatření na životní prostředí.

1. Popis průmyslového provozu

Jak již bylo zmíněno v úvodu, předmětem této práce je návrh technologických úprav jednotky termického zneškodňování plynného odpadu za účelem zlepšení jejího provozu. Aby ale mohly být navrhovány jakékoli úpravy, je třeba na počátku daný provoz definovat. Odstavce níže pojednávají nejdříve o obecné struktuře zařízení v procesní lince. Dále následuje podrobný popis zkoumaného provozu s uvedením a zařazením všech klíčových zařízení. Dále je provedena energetická analýza stávajícího provozu.

1.1 Obecný výrobní proces

Průmyslová procesní linka slouží ke zpracování surovin na produkty. K tomu je třeba dodržet určitý postup skládající se obvykle z řady operací. Bývá mnohdy velmi složitý a zahrnuje mnoho zařízení. Pro přehlednost jsou tato zařízení rozčleněna dle své funkce do základních skupin (vrstev) reprezentovaných tzv. cibulovým diagramem na obrázku 1. Při návrhu nového procesu se postupuje systematicky od reaktoru přes separátor dále.



Obrázek 1 – Cibulový diagram procesní linky

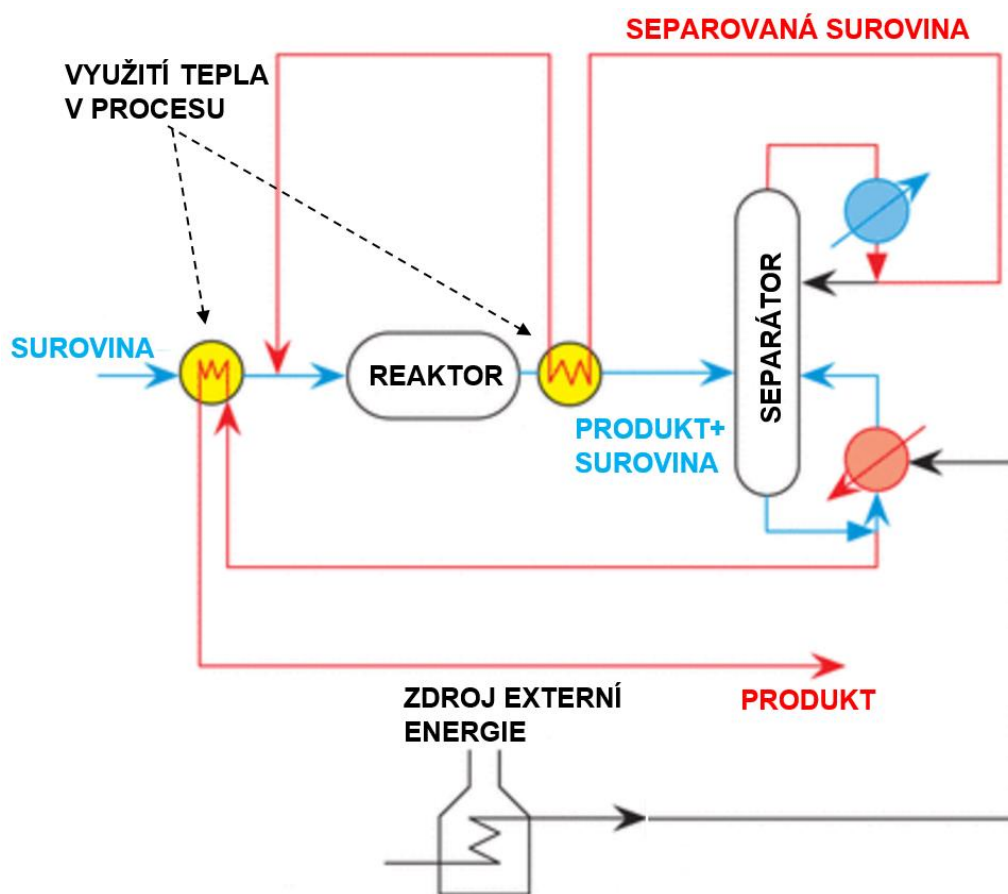
Reaktor je jádrem provozu. Jedná se o zařízení, ve kterém je surovina přeměněna na produkt. Návrhem reaktoru, resp. znalostmi jeho pracovních podmínek, začíná návrh procesu. Existuje více hledisek rozdělení reaktorů, ať už dle způsobu jejich provozu (vsádkové a průtočné), či dle typu produktů (jaderné reaktory, bioreaktory, pece...). V praxi jde často o tlakové nádoby, ve kterých dochází k fyzikálně chemickým dějům, jako je např. pyrolýza, rozpouštění, fermentace atp.

Dalším krokem řešení procesu je návrh separátoru. Ten bývá nezbytný, protože v samotném reaktoru většinou nedochází ke kompletní přeměně látek a výstupem z reaktoru je tedy směs suroviny a produktu. Pro zajištění kvality produktu je třeba od sebe produkt a zbytkovou surovinu oddělit. Toto lze provádět formou destilace, filtrace, absorpce, extrakce a mnoha dalších metod či jejich kombinací. Při návrhu separačních celků vždy záleží na žádané čistotě produktů a dále na typu, složení a množství dělené směsi.

Následuje návrh systému výměny tepla. Pro jednotlivé klíčové operace (reaktor, separátor) je často třeba vstupní proudy přivést při správné teplotě, kterou daná operace vyžaduje. Například ve fermentoru bioplynové stanice je třeba udržovat stálou provozní teplotu digestátu vhodnou pro stabilní produkci bioplynu [6]. Některé proudy je proto v procesu nutné zahřívát a současně jiné chladit, proto se přímo vybízí realizovat tuto výměnu tepla formou sítě tepelných výměníků. Tím se snižuje potřeba ohřevu a ochlazování z externích zdrojů a jedná se o základní princip tepelné integrace procesu. V současnosti existují programy pro návrh samotných výměníků (například pro tuto práci lze využít software *HTRI Xchanger Suite* 7). Pro návrh celých výměníkových sítí lze v současnosti využít řadu metod, jako je například „*Pinch analýza*“, či matematické programování.

Návrh systému externích zdrojů energie následuje v poslední fázi, kdy je zbylá poptávka energie doplněna například formou paliva, elektřiny, páry či chladicí vody.

Níže na obrázku 2 je zobrazeno schéma obecného výrobního procesu, ve kterém jsou zastoupeny všechny výše popsané úrovně.



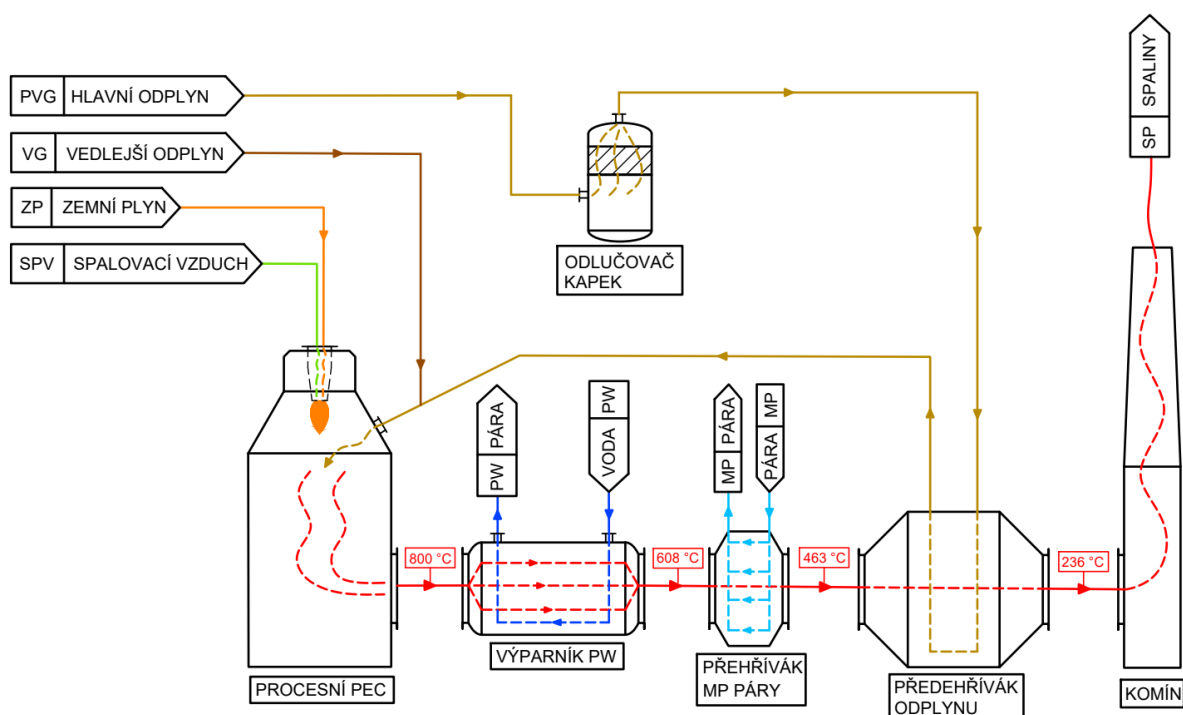
Obrázek 2 – Schéma obecného výrobního procesu [3]

1.2 Zkoumaná průmyslová jednotka „waste-to-energy“

Tato kapitola je zaměřena na bližší představení průmyslového provozu, který je předmětem této práce. Bude zde představeno a popsáno jeho základní uspořádání a dále popis jednotlivých tepelných zařízení a procesních proudů. Tyto informace jsou potřebné pro následné zpracování a vyhodnocení z hlediska využití tepelné energie.

1.2.1 Základní popis procesu

Jak už bylo řečeno v úvodu práce, zkoumaný provoz slouží k termickému zpracování plyných odpadů (odplynů). Jedná se pouze o dílčí proces většího závodu, který ve svých výrobních procesech zmíněné odplyny produkuje. Níže na obrázku 3 je zkoumaný provoz schematicky zobrazen se všemi klíčovými proudy a zařízeními.



Obrázek 3 – Schéma stávajícího provozu na zpracování průmyslových odplynů

Hlavní odplyn (PVG) i vedlejší odplyn (VG) obsahují těkavé organické látky (VOC) a oxid uhelnatý (CO). Tyto škodliviny se vyznačují vysokou energetickou hodnotou a dají se spalovat. Samotné spalování (termické zpracování) probíhá ve spalovací peci, kde je zároveň spalován zemní plyn (ZP) pro dosažení dostatečně vysoké teploty pro vznícení VOC a CO v odplynech. Spalovací pec je tedy klíčovým zařízením daného provozu a v souvislosti s kapitolou 1.1 se dá označit za „reaktor“ provozu, kde je surovina (PVG a VG) termicky zpracovávána na produkt neboli odplyny se přeměňují na spaliny. Zemní plyn se dá ve smyslu kapitoly 1.1 označit za externí zdroj energie.

Z obrázku 3 je patrné, že výstupní teplota spalin je poměrně vysoká (okolo 800 °C). Spaliny jsou proto postupně (z pohledu integrovaného řešení procesu) využívány k produkci vysokotlaké syté páry (PW) ve výparníku a k přehřevu středotlaké páry (MP) v přehříváku. Vyrobená sytá vysokotlaká pára se využívá přímo ve výrobním procesu, kde doplňuje produkci závodní teplárny a je tedy méně důležitá pro provoz. Přehřátá středotlaká pára je hnána na parní turbínu a tím využita k produkci elektřiny (v popisovaném procesu „waste-to-energy“ je více ceněna než PW pára).

Zbylé teplo spalin je využito pro předehřev odplynu PVG v ohříváku odplynu. Tím se snižují nároky na spotřebu zemního plynu, než kdyby odplyny vstupovaly do spalovací pece nepřehřáté (popsáno blíže v kapitole 2.1.1). Všechny tři výše zmíněné výměníky tepla se dají označit jako systém výměny tepla tohoto provozu.

Hlavní odplyn obsahuje poměrně velké množství kapalné fáze a při vstupu do procesu obsahuje kapky, které je třeba nejdříve separovat v odlučovači kapek. Toto zařízení se však nedá označit za separátor ve smyslu uvedeném v kapitole 1.1. Neslouží totiž k separaci suroviny a produktu za reaktorem, ale pouze k přípravě suroviny (odplynu) pro její zpracování v reaktoru (peci).

1.2.2 Detailní popis tepelných zařízení a procesních proudů

Provozovatelem prům. závodu jsou poskytnuty informace o složení a průtocích proudů výše popsané průmyslové jednotky „waste-to-energy“, které jsou zobrazeny níže v tabulce 1. Konstrukční a procesní data jednotlivých výměníků jsou shrnuta dále v tabulce 2. Všechna tato data jsou dodána zadavatelem a platí pro stav, kdy jsou výměníky čisté. Za provozu, kdy se zařízení postupně zanášejí, je možné předpokládat snížený ohřev odplynu a tím rostoucí spotřebu zemního plynu, aby došlo k odstranění škodlivin z odplynů. Vzhledem ke spalování plynných látek lze však provozní zanášení procesních zařízení považovat za nevýznamné, proto je pro účel této práce zvolen stav čistých výměníků jako referenční.

Tabulka 1 – Složení všech proudů ve stávajícím procesu termického zpracování odplynů

Proud*	Průtok [kg/h]	Složení [%vol - wet basis]								
		N ₂	O ₂	H ₂ O	CO ₂	CO	VOC	CH ₄	ALK**	Argon
PVG	18 158,6	62,9	3,4	31,1	1,25	0,5	0,85	-	-	-
VG	2 364,6	76,8	20,6	1,2	0,1	-	0,42			0,88
PW	2 602	-	-	100	-	-	-	-	-	-
MP	13 000	-	-	100	-	-	-	-	-	-
ZP	130	0,83	-	-	0,07	-	-	98,23	0,87	-
SPV***	2 626	77,1	20,7	1,2	0,1	-	-	-	-	0,9
SP	23 279,2	64,9	2,5	28,4	4,0	-	-	-	-	0,2

* Vysvětlivky zkratk daných proudů – viz obrázek 3.

** Ostatní alkany vyšší než metan (etan, propan...) – pouze pro složení zemního plynu.

*** Složení spalovacího vzduchu jako jediné nebylo dodáno. Proto je odhadnuto jako přibližné složení vzduchu o teplotě 20 °C a relativní vlhkosti 50 %.

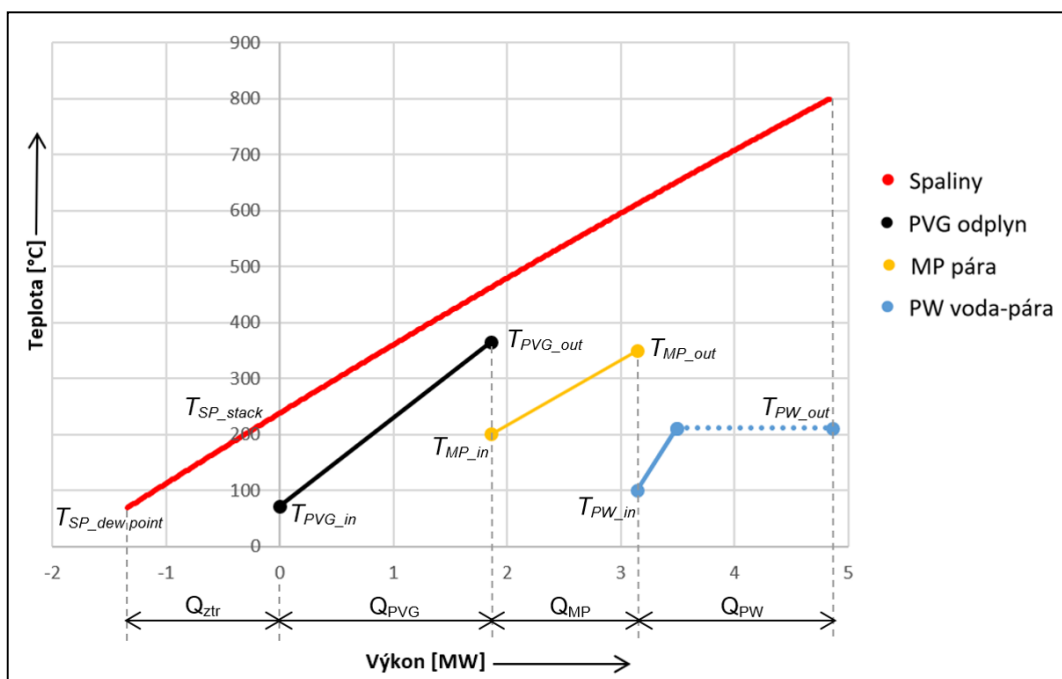
Tabulka 2 – Konstrukční a procesní data tepelných zařízení ve stávajícím provozu

Konstrukční data							
Výměník	Typ	Hmotnost prázdného výměníku [kg]	Hlavní rozměry [m]				
			délka	výška	šířka		
Výparník PW	Trubkový výměník s pláštěm a hladkými trubkami	12 000	3,8	2,8	2		
Přehřívák MP páry	Trubkový výměník s pláštěm a hladkými trubkami, vícechodý křížový tok	7 800	1,55	2,6	2,7		
Ohřívák odplynu	Trubkový výměník s pláštěm a hladkými trubkami, 2-chodý křížový tok	38 600	5	4,5	2,8		
Tepelná data							
Výměník	Horká strana			Chladná strana			Tepelný výkon [MW]
	Tekutina	Pozice	T _{vstup-výstup} [°C]	Tekutina	Pozice	T _{vstup-výstup} [°C]	
Výparník PW	Spaliny	Uvnitř trubek	800-608	PW voda-pára	Vně trubek	100-211	1,71*
Přehřívák MP páry	Spaliny	Vně trubek	608-463	MP pára	Uvnitř trubek	201-350	1,25*
Ohřívák odplynu	Spaliny	Vně trubek	463-236	PVG odplyn	Uvnitř trubek	73-365	1,85*
Hydraulická data							
Výměník	Horká strana			Chladná strana			
	Tekutina	p _{vstup} [kPa]	Δp [kPa]	Tekutina	p _{vstup} [kPa]	Δp [kPa]	
Výparník PW	Spaliny	105	1	PW voda-pára	1 965	10	
Přehřívák MP páry	Spaliny	104	1	MP pára	1 600	30	
Ohřívák odplynu	Spaliny	103	1	PVG odplyn	110	4	

* K výpočtu přeneseného výkonu ve výměnících je využit software ChemCad 7 viz samostatná Příloha 1 této práce s názvem souboru „Stávající proces - bilance“.

1.2.3 Energetická analýza stávajícího stavu

Záměrem této kapitoly je energetické vyhodnocení stávajícího procesu na základě dat extrahovaných v předchozí části práce. Cílem tohoto vyhodnocení je výpočet množství ztrátového tepla ve spalínách (tzn. ztrátového tepelného toku) a výpočet tepelné účinnosti stávajícího provozu. Za tímto účelem byla ze získaných dat (jako je složení, průtok a teplota jednotlivých proudů) vytvořena materiálová a energetická bilance v simulačním softwaru ChemCad 7, která je součástí samostatné Přílohy 1 této práce s názvem souboru „Stávající proces - bilance“. Získané tepelné charakteristiky (viz tab. 2) jsou ilustrovány v T-Q diagramu níže na obrázku 4. Následně jsou tato grafická znázornění jednotlivých procesních proudů převedena na kompozitní křivky (viz obrázek 5).



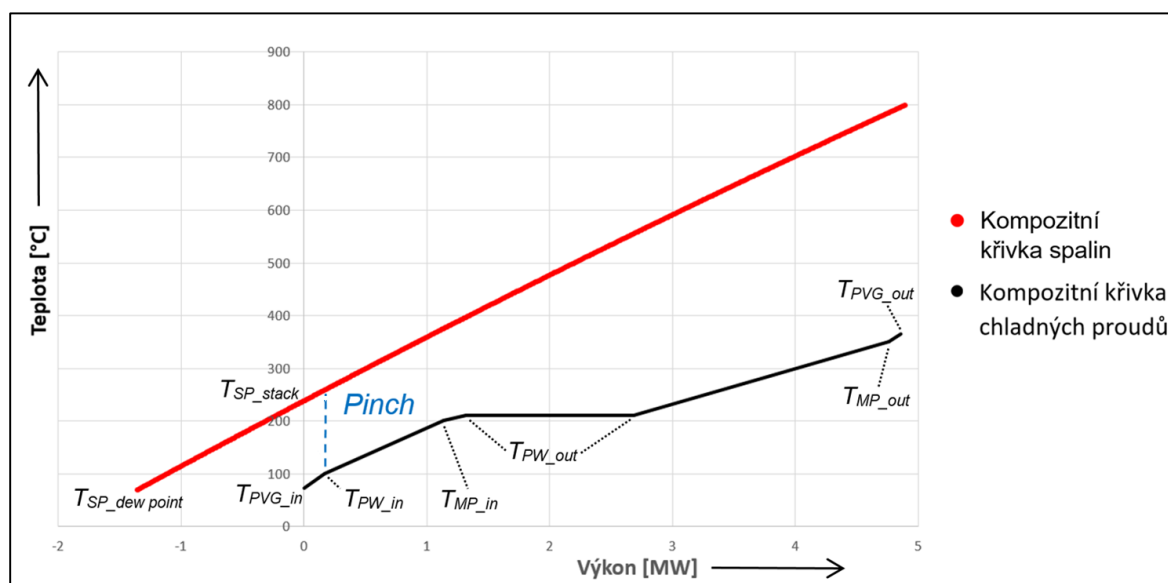
Obrázek 4 – T-Q diagram tepelné výměny ve stávajícím provozu

Hodnoty tepelných výkonů přenášených v ohříváku odplynu (Q_{PVG}), přehříváku MP páry (Q_{MP}) a výparníku PW (Q_{PW}) jsou obsaženy v tabulce 2. Protože je v praxi většinou kondenzace složek ze spalín nežádoucí jev, je množství ztrátového tepla ($Q_{ztr} = 1,3 \text{ MW}$) vztaženo k teplotě rosného bodu spalín ($T_{SP_dew\ point} = 69 \text{ °C}$). To je teplota, při které začínají složky ve spalínách kondenzovat, což může způsobit korozi teplosměnných ploch výměníku tepla.

Při maximálním teoretickém využití tepla jsou tedy spaliny zchlazeny na rosný bod. Množství ztrátového tepla i teplota rosného bodu jsou určeny pomocí softwaru ChemCad 7. Teplota rosného bodu zde byla určena jako teplota, kdy vodní pára ve spalínách začíná kondenzovat. Výpočet tepelné účinnosti stávajícího procesu je potom následující:

$$\eta_{tep} = 100 \cdot \frac{\text{využitá teplo}}{\text{maximální využitelné teplo}} = 100 \cdot \frac{Q_{PVG} + Q_{MP} + Q_{PW}}{Q_{PVG} + Q_{MP} + Q_{PW} + Q_{ztr}} =$$

$$= 100 \cdot \frac{4,8 \text{ MW}}{6,1 \text{ MW}} \cong 78,6\% \quad (1)$$



Obrázek 5 – Kompozitní křivky tepelné výměny ve stávajícím provozu

Kompozitní křivky znázorněné výše na obrázku 5 jsou jedním z nástrojů „Pinch analýzy“, které slouží mimo jiné k identifikaci tzv. *Pinche*, neboli teploty, při které je kompozitní křivka horkých proudů nejbližší kompozitní křivce chladných proudů. Pro případ analyzovaného procesu je teplota *Pinche* na straně chladných proudů 100 °C a na straně horkých proudů přibližně 260 °C. Jedním z pravidel správné tepelné integrace je, že teplo by nemělo být přenášeno přes *Pinch*, to znamená mezi velmi horkými proudy (o teplotách vyšších, než je teplota *Pinche* na straně horkých proudů) a velmi chladnými proudy (o teplotách nižších, než je teplota *Pinche* na straně chladných proudů) a naopak [3]. Na obrázku 5 je patrné, že *Pinch* je umístěn téměř na konci procesu ze strany horkého proudu (spalin) tzn. téměř na vstupu spalín do komína. Z toho je zřejmé, že k tepelné výměně přes *Pinch* nedochází a uspořádání tepelných zařízení v procesu je v pořádku.

Tímto způsobem je tedy jednoznačně charakterizován stávající stav provozu, jeho tepelná účinnost, množství ztrátového tepla ve spalínách a spotřeba zemního plynu. Tyto výsledky jsou shrnuty v tabulce 3.

Cílem návrhu koncepčních změn je snížení spotřeby zemního plynu, zvýšení tepelné účinnosti procesu, zachování produkce středotlaké páry (MP) a ideálně také syté páry (PW). Již z kapitoly 1.2.1 je zřejmé, že klíčovou oblast pro potenciální technologické úpravy tvoří procesní pec (reaktor) a výměňková síť. Následující kapitola 2 poskytuje potřebný přehled moderních metod pro zpracování průmyslových odpadů obsahujících VOC a CO využitelných pro návrh úprav procesní technologie. Kapitola 3 pak uvádí souhrnné představení vhodných typů výměníků tepla, popřípadě metod jejich intenzifikace aplikovatelných pro tuto konkrétní technologii při následné optimalizaci výměňkové sítě procesu.

Tabulka 3 – Výsledky energetické analýzy stávajícího provozu

Tepelná účinnost stávajícího provozu	78,6 %
Ztrátový tepelný tok ve spalínách	1,3 MW
Spotřeba zemního plynu	130 kg/h

2. Technologie pro zpracování průmyslových odpadních plynů obsahujících VOC a CO

Je-li v praxi možné uzpůsobit výrobní provoz tak, aby se zamezilo vzniku odpadních látek a tím i nutnosti jejich likvidace, jedná se o velmi vhodné řešení. Snižují se tím provozní nároky výroby a odpadá také problém s dodržáním emisních limitů daných legislativou pro vypouštění odpadu. Zabránění vzniku odpadních látek ale není vždy možné, a proto je nutné do procesu zařadit systém pro jejich zpracování. Při návrhu či rekonstrukci procesu je nutné brát při výběru konkrétních zařízení v potaz zejména specifické složení příslušných proudů, průtok, teplotu, obsah pevných částic a řadu dalších parametrů. Tato kapitola pojednává o běžně využívaných technologiích a metodách pro zpracování průmyslových odplynů obsahujících VOC a CO.

Obecně je lze rozdělit na destruktivní (kap. 2.1) a nedestruktivní metody (kap. 2.2). Jejich významní zástupci jsou uvedeni v tabulce níže.

Tabulka 4 – Přehled základních metod zpracování VOC a CO v průmyslových odplynech [7]

Destruktivní metody	Nedestruktivní metody
Termická oxidace	Absorpce
Katalytická oxidace	Adsorpce
Katalytická filtrace	Kondenzace VOC
Biofiltrace	

2.1 Destruktivní metody

Při destruktivním nakládání s odplyný dochází k reakci spalitelných látek s kyslíkem. Látky tak oxidují primárně na CO_2 a H_2O za uvolnění energie (jedná se tedy o exotermické reakce) [8]. Spalitelné látky jsou tedy zničeny a není tak umožněno jejich zpětné získávání (regenerace). Teplo uvolněné takovým spalováním je úměrné výhřevnosti spalitelných látek a jejich koncentraci [9]. Tato kapitola uvádí základní přehled těchto metod.

2.1.1 Termická oxidace

Jedná se o vysokoteplotní proces (běžně okolo $800\text{ }^\circ\text{C}$), kdy VOC a CO reagují bez přítomnosti katalyzátoru. Jde o jednoduchý princip, kdy se přehřátý odplyn vhání do spalovací komory, kde může být pro dosažení vysoké teploty využíván elektrický ohříváč, nebo spalováno externí palivo (například zemní plyn). Základní parametry pro efektivní provoz takového zařízení jsou [8]:

- **Teplota v peci** – při dostatečně vysoké teplotě dochází ke vznícení polutantů a tím k čištění odplyn. Při zvýšení této teploty dochází k lepší konverzi VOC a CO, ale také roste spotřeba paliva a tím provozní náklady.
- **Turbulence** – ve spalovací komoře musí být zajištěno dobré promísení látek (odplyn a spálené palivo), aby docházelo k oxidaci v celém objemu odplyn.
- **Doba zdržení** – při dodržení obou výše zmíněných podmínek je dále nutné udržet plyn v peci dostatečně dlouho k dosažení žádané míry konverze (zneškodnění polutantů). Při volbě krátké doby zdržení stačí zkonstruovat menší pec (menší pořizovací náklady), ale vzroste spotřeba paliva (provozní náklady) a naopak.

Z výše uvedených provozních parametrů je zřejmé, že při návrhu zařízení využívajícího termickou oxidaci je nutné najít optimální poměr mezi dobou zdržení (a tím velikostí pece) a provozní teploty (spotřeby paliva).

Obecně se jedná o velmi účinný proces, při kterém se běžně dosahuje více než 99,9% konverze VOC [9].

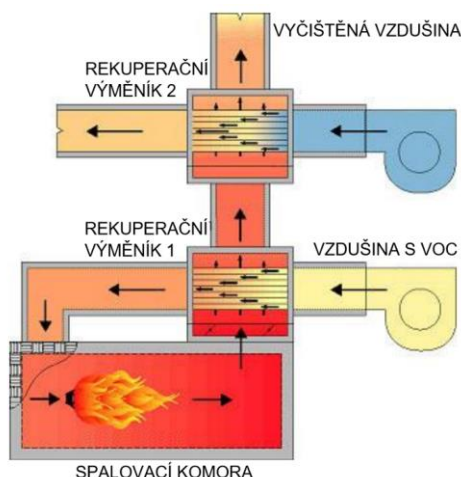
Další výhodou je nízká citlivost zařízení k zanášení. Pec je totiž robustní a neobsahuje jemné struktury, jejichž zanesením by došlo k provozním problémům a snižování míry konverze polutantů, jako je tomu například u katalytické oxidace (popsané v následující kapitole 2.1.2). Tímto způsobem lze tedy efektivně zpracovávat odplyn obsahující například pevné částice.

V provozu může koncentrace VOC kolísat. Snižuje-li se tato koncentrace, pak klesá teplota spalin vycházejících z pece. V takovém případě vzrůstá potřeba externího dohřevu k zajištění dostatečné konverze. Při vzrůstající koncentraci spalitelných látek v odplyn je proces opačný. Sledováním teploty v peci lze tak proces snadno regulovat. Termická oxidace je tedy velmi spolehlivá metoda pro čištění průmyslových odplynů.

Nevýhodou této metody jsou vysoké provozní náklady spojené s dodávkou paliva. Má to také ekologický dopad ve smyslu vysoké produkce CO_2 . Dále z důvodu vysoké provozní teploty dochází ke zvýšené produkci oxidů dusíku. Tomu se dá předcházet zvýšením doby zdržení (a tím snížením provozní teploty), čímž ovšem roste velikost pece (tedy i investiční náklady).

Spotřebu paliva lze ale významně snížit díky využití odpadního tepla ve spalínách. V praxi se běžně spaliny využívají pro předehřev odplynů vstupujících do pece. Předehřátý odplyn pak není třeba tolik dohřívat v peci k dosažení teploty vznícení polutantů. Pro tento účel existují dva přístupy, a to rekuperační a regenerační.

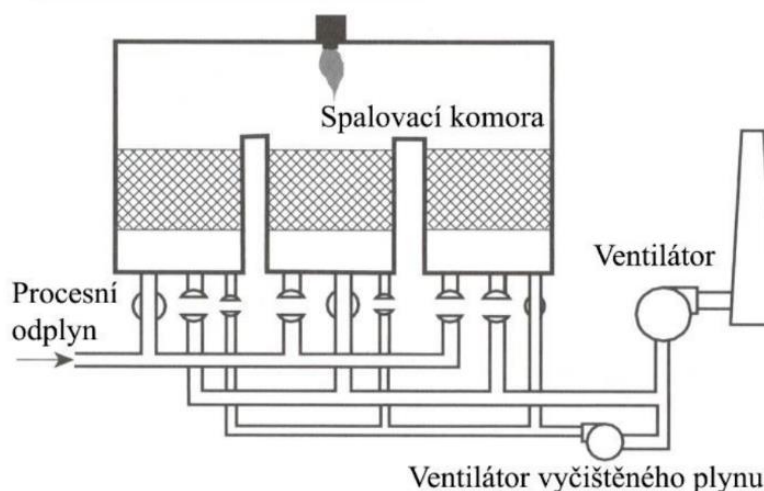
Princip rekuperačního uspořádání je zobrazen níže na obrázku 6. Vstupující odplyn je zde ohříván spaliny v rekuperačním výměníku. V tomto uspořádání je míra využití tepla mezi 50 – 75 % [9]. Pro zvýšení této tepelné účinnosti se dají před komín zařadit další výměníky. Toto uspořádání v podstatě odpovídá provozu zkoumaném v této práci (viz kapitola 1.2).



Obrázek 6 - Rekuperační termické zpracování odplynů (vlevo) a realizace (vpravo) [9]

Alternativně lze teplo spalin předávat odplynům formou regenerace. K tomu se běžně využívají vícekomorová provedení, jež oproti dvoukomorovému systému umožňují stabilnější předehřívání odplynů a tím zmírnění výkyvu koncentrace VOC ve spalínách [7]. Lože (například keramická), která jsou umístěna v jednotlivých komorách, slouží k akumulaci tepla ze spalin a následnému ohřevu odplynů. Jedná se o střídavý provoz. V případě tříkomorového uspořádání (viz obrázek 7) je odplyn v jednom loži ohříván, přičemž jsou teplem ze spalin „dobíjena“ zbylá dvě lože. Účinnost využití tepla takového uspořádání dosahuje až 90 % [11].

Regenerativní spalovací komora

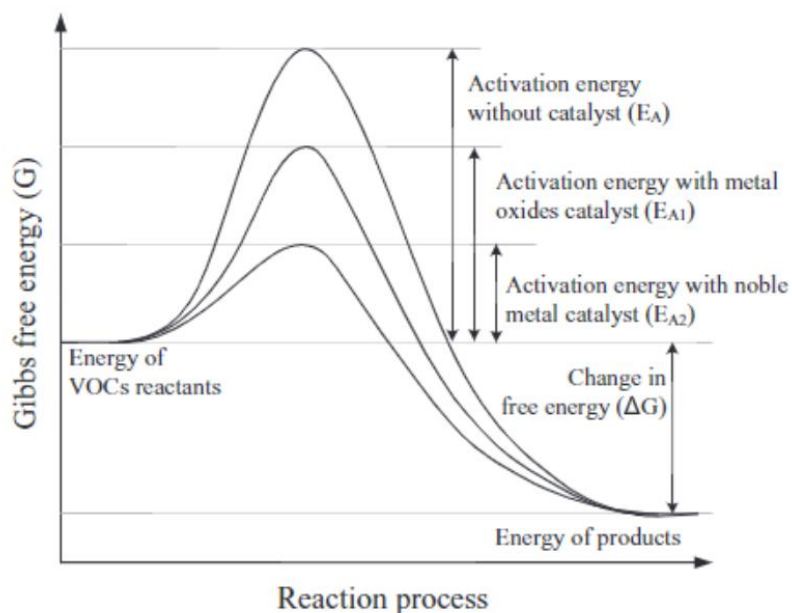


Obrázek 7 – Schéma regeneračního termického zpracování plynného odpadu [7]

2.1.2 Katalytická oxidace

V dnešní době jsou katalytická a termická oxidace nejčastěji využívanými technologiemi pro odstraňování VOC a CO z plynných odpadů. Katalytická oxidace je považována za velmi spolehlivou a efektivní technologii a oproti tradičnímu spalování (viz předchozí kapitola 2.1.1) nabízí mnoho výhod. Proto jsou v průmyslových provozech pro odstraňování VOC a CO pece často nahrazovány katalyzátory [10].

Jedná se o destruktivní metodu, kdy polutanty reagují s kyslíkem za přítomnosti katalyzátoru a vzniká primárně voda a oxid uhličitý. Jedná se o exotermní reakci stejně jako v případě termické oxidace. Plyn protéká skrz porézní nosič s velkým specifickým povrchem, na kterém je nanесena aktivní složka katalyzátoru. Díky přítomnosti katalyzátoru se snižuje aktivační energie nutná ke konverzi VOC a CO. Tím dochází k jejich destrukci při mnohem nižších teplotách (250-450°C), oproti spalování v peci (i nad 800 °C) [9]. Tento princip je znázorněn na obrázku 8.

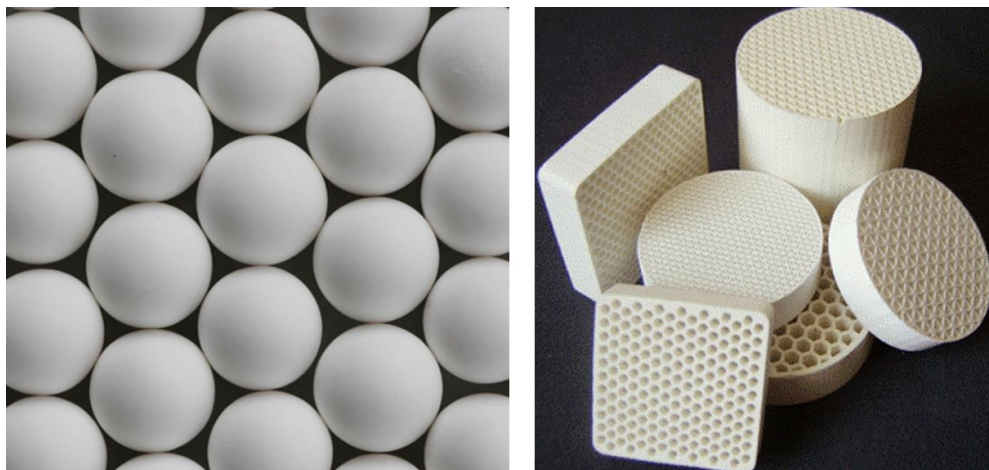


Obrázek 8 – Vliv přítomnosti katalyzátoru na aktivační energii pro oxidaci VOC [11]

Z obrázku 8 je patrné, že pro dosažení nejnižší aktivační energie (E_A) je vhodné využít jako katalyzátor některý ze vzácných kovů, mezi které patří Pt, Pd, Ru, Ag a Au [11]. Takto je možné přivádět plyn do katalyzátoru při nejnižších možných teplotách a snížit tak provozní náklady spojené s nutností předehřevu plynu. Na druhou stranu jsou vzácné kovy velmi drahé.

Jako jejich alternativu lze zvolit oxidy kovů na bázi Ti, Cu, Mn, Al, Fe a dalších. Obecně se dá říci, že tyto katalyzátory vyžadují vyšší aktivační energii (a tím vyšší vstupní teplotu plynu), jsou ale levnější a dostupnější [11].

Porézní nosiče bývají nejčastěji keramické a mohou být sypané i monolitické. Jako materiál se nejčastěji využívá alumina (Al_2O_3). Díky svému vysokému specifickému povrchu, na kterém je dispergován tenký film katalyzátoru, poskytují velkou reakční plochu a tím výrazně ovlivňují jeho aktivitu [8]. Porézní struktura je velmi jemná, což indikuje velkou citlivost k zanášení. Příklady monolitických i sypaných keramických loží jsou znázorněny na obrázku 9.



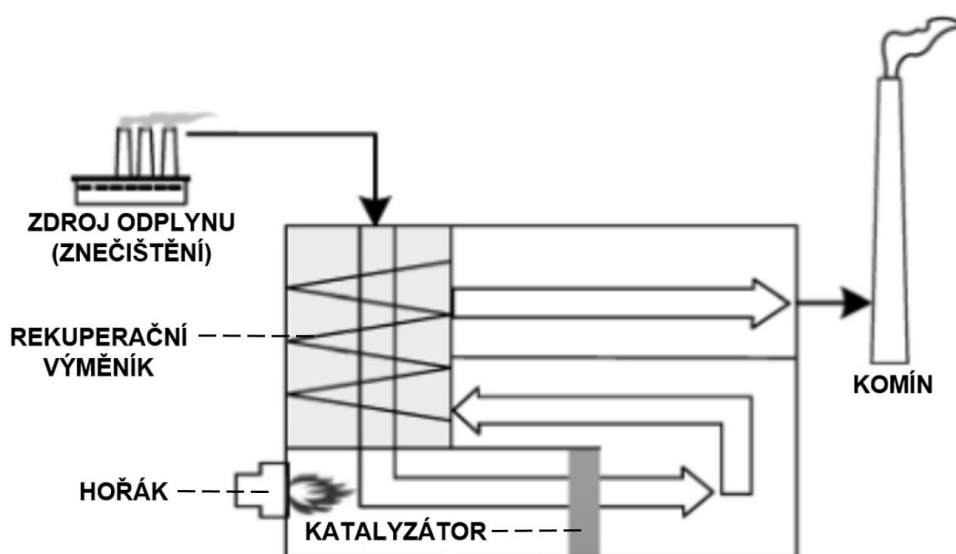
Obrázek 9 – Příklady keramických loží sypaných (vlevo) a monolitických (vpravo) [12]

Míra konverze je závislá na druhu konkrétního VOC, volbě vhodného katalyzátoru a nosiče, dosažení dostatečné vstupní teploty odplynu a (stejně jako v případě termické oxidace) zajištění dostatečné doby zdržení plynu v katalyzátoru.

Pro předehřev odplynu se v praxi zavádí dvě základní technologické konfigurace a to (stejně jako v případě termické oxidace) rekuperační a regenerační.

Při rekuperačním uspořádání je odplyn předehříván spaliny v rekuperačním výměníku. V praxi se využívají výměníky trubkové, nebo deskové. V případě potřeby je plyn dohřát pomocí hořáku, či elektrického ohřívače. Následně vstupuje do katalyzátoru, kde dochází ke konverzi VOC a CO. Spaliny následně proudí do rekuperačního výměníku, kde slouží k předehřevu vstupujícího odplynu. Tento princip je zobrazen na obrázku 10.

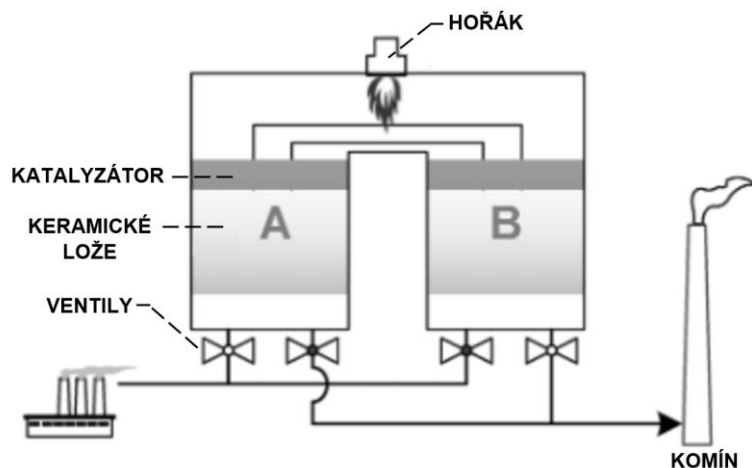
Při takto jednoduchém uspořádání obvykle nepřesahuje tepelná účinnost 70 %. To je poměrně málo, proto se nabízí možnost zařazení dalších výměníků tepla do proudu spalin. Investiční náklady takového provedení jsou nižší než u regeneračního uspořádání a doporučuje se obecně pro nižší průtoky odplynu ($<5\,000\text{ m}^3/\text{h}$) [11].



Obrázek 10 – Schéma rekuperačního katalytického zpracování odplynu [11]

Regenerační uspořádání katalytické oxidace je energeticky velice výhodné řešení pro odstraňování VOC a CO z průmyslových odpadů. Stejně jako při regeneračním uspořádání termické oxidace (viz obrázek 7) se využívá dvou a více komorový systém, kdy jednotlivé komory obsahují keramická lože (pro akumulaci tepla) s naneseným katalyzátorem. Odplyn se v komorách střídavě přehřívá a po katalýze jeho spaliny ohřívají zbylé komory. Princip je znázorněn na obrázku 11.

Takové uspořádání dosahuje tepelné účinnosti až 95 %. Jedná se ale o velké zařízení (jsou třeba dvě keramická a dvě katalytická lože), což znamená vysoké investiční náklady. Výhodné je jeho využití pro zpracování proudů o vysokých průtocích a nízké koncentraci VOC [11].

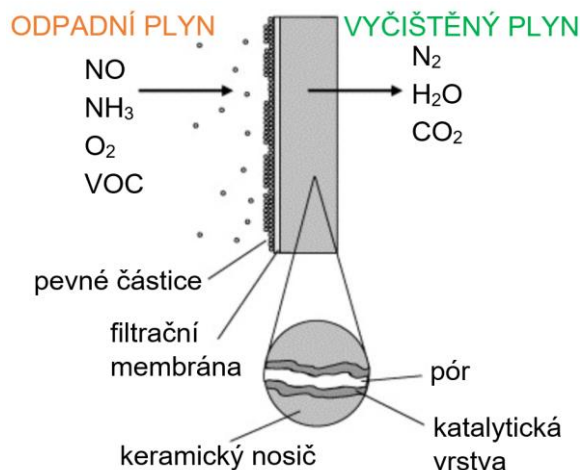


Obrázek 11 – Schéma regeneračního katalytického zpracování odpadu [11]

2.1.3 Katalytická filtrace

Technologie katalytické filtrace funguje obdobně jako katalytická oxidace, kdy je navíc porézní nosič s naneseným katalyzátorem chráněn filtrem. Ten může být tkaninový, nebo (při vysokých teplotách plynu) například kovový. Tato technologie se zavádí v případě, že čištěný plyn obsahuje, mimo jiné, také pevné částice. Ty jsou na filtru zachyceny a nemohou tak zanést katalytické lože [13].

Tato technologie je běžně využívána pro čištění spalin z motorů dieselových automobilů, kde jsou vedle pevných částic obsaženy i nespálené uhlovodíky, CO a NO_x [14]. Schéma katalytické filtrace je zobrazeno níže na obrázku 12.

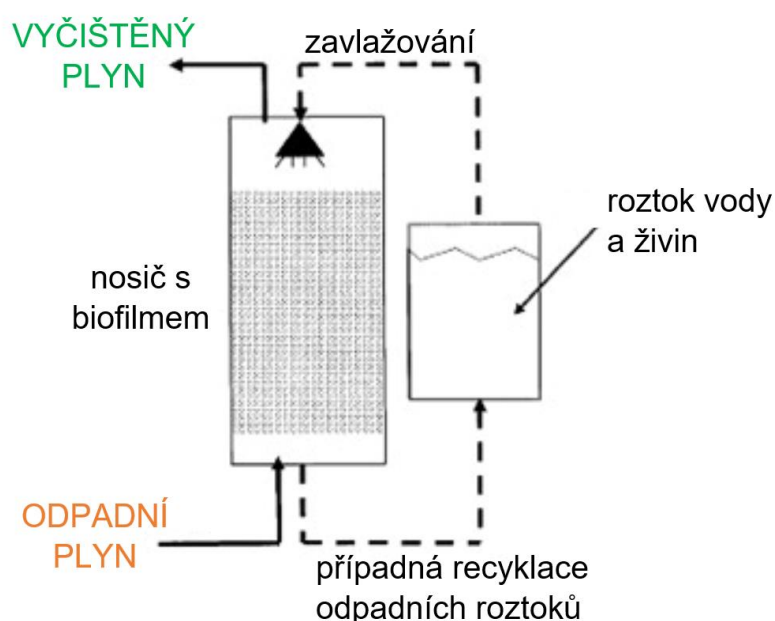


Obrázek 12 – Schéma katalytické filtrace [15]

2.1.4 Biofiltrace

Tato technologie je založena na schopnosti vybraných mikroorganismů odbourávat z plynu škodlivé látky, jako VOC či vybrané anorganické sloučeniny. Mikroorganismy tvoří biofilm, který pokrývá plochu inertního nosiče (náplně). Znečištěný plyn proudí skrz tuto bioaktivní náplň, kde dochází k jeho sorpci do biofilmu a následné biochemické oxidaci škodlivin. Pro správný chod zařízení je klíčové udržování příznivých podmínek pro danou biokulturu, jako je pH, dostatečná vlhkost nebo obsah kyslíku a živin [16].

Schéma technologie biofiltrace je zobrazeno na obrázku 13. Pro udržení předepsané vlhkosti a obsahu živin mohou být mikroorganismy kontinuálně zkrápěny nebo je zvlhčován odpadní plyn. Nosič biofilmu musí poskytovat dostatečně velký reakční povrch a zároveň být průchodný. Jako materiál se volí například aktivní uhlí, zeolit apod. [16].



Obrázek 13 – Schéma biofiltrace [17]

Tato metoda se v praxi využívá pro čištění odpadních plynů o velkých průtocích a nízké koncentraci VOC. Uplatnění má také v odstraňování zápachu. Její výhodou jsou poměrně nízké pořizovací i provozní náklady a nízká tlaková ztráta. Nevýhodou je poměrně nízká konverze polutantů (obzvláště při vyšších koncentracích VOC). Dále je zařízení náchylné k zanášení. Další provozní nároky jsou spojené s obtížným udržováním příznivých podmínek pro mikroorganismy [17].

2.2 Nedestruktivní metody

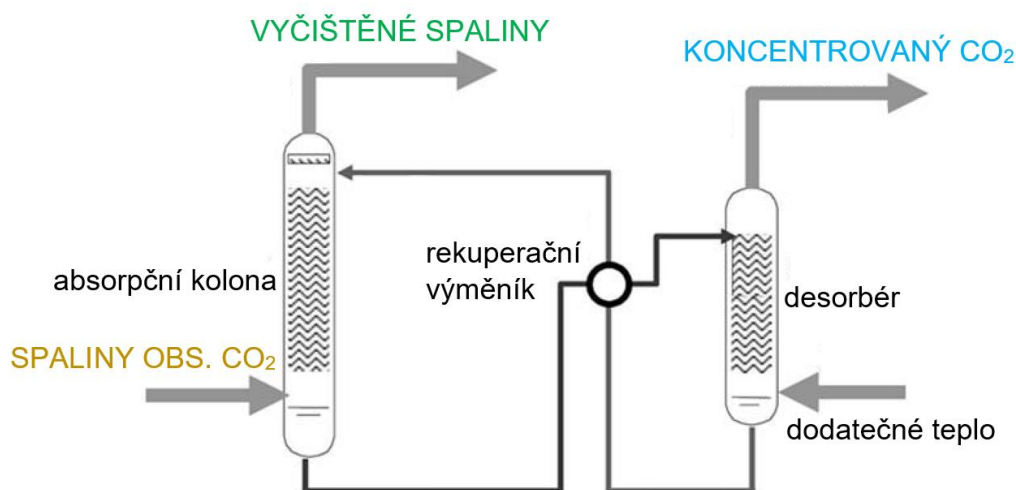
Na rozdíl od destruktivních metod popsaných v předcházející kapitole 2.1, při zavedení nedestruktivních metod nedochází k rozkladu VOC. Nezreagované látky jsou zachyceny a separovány (regenerovány) z odplynů a je možné jejich další využití.

2.2.1 Absorpce

Tato separační metoda je v průmyslu velmi často využívána pro odstraňování plynných polutantů z proudu plynu. Jádrem technologie je absorpční kolona, kam je znečištěný plyn přiváděn spolu s kapalným rozpouštědlem. Základní rozdělení této metody je na absorpci chemickou a fyzikální. Při chemické absorpci dochází k chemické reakci mezi polutantem a rozpouštědlem, čímž je polutant z nosného plynu odstraňován. Principem fyzikální absorpce je přestup hmoty (polutantu) z plynu do rozpouštědla na základě koncentračního spádu. V plynu je vyšší koncentrace polutantu než v rozpouštědle, díky čemuž je polutant rozpouštědlem pohlcován [8].

Pro intenzifikaci těchto procesů jsou kolony konstruovány s ohledem na maximalizaci styčné plochy mezi plynnou a kapalnou fází. Za tímto účelem se v praxi využívají například sypané, či monolitické náplně kolon, patrové kolony apod. [8].

Pro zachytávání hydrofilních polutantů se může jako rozpouštědlo použít voda. V případě hydrofobních polutantů se využívají speciální oleje. Po jeho nasycení je rozpouštědlo přivedeno do desorbéru, kde je polutant z rozpouštědla uvolněn (například ohřátím, či snížením tlaku). Schéma této technologie je zobrazeno níže na obrázku 14.



Obrázek 14 – Schéma absorpce pro odstraňování CO₂ ze spaliny [18]

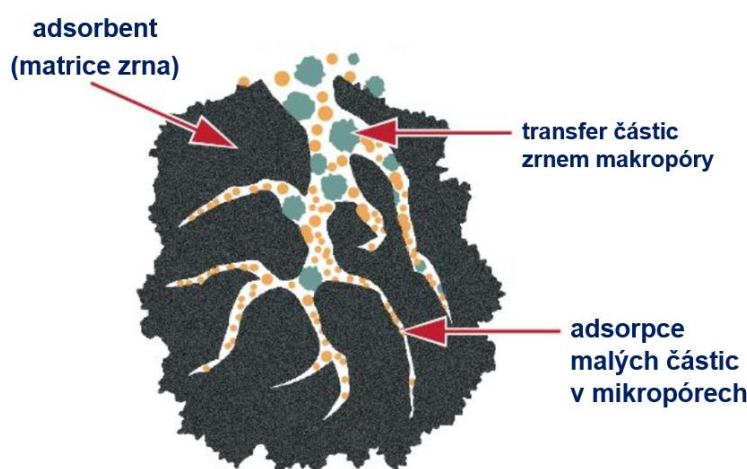
Většinou se absorpce využívá k zachytávání anorganických plynů (amoniak, SO₂ apod.), dá se ale využít i pro zachytávání VOC. Výhodou zde je široké rozmezí provozní kapacity zařízení, kdy v případě náplňových kolon se pohybuje v rozmezí hodnot 0,25–35 Nm³/s. Účinnost zachytávání VOC se běžně pohybuje mezi 90–99 %. Tato zařízení jsou ale náchylná k zanášení, proto jsou vhodná pro zpracování plynů neobsahujících pevné částice [8]. Dále je třeba brát v úvahu provozní náklady spojené například s provozem desorbéru, čerpadel apod.

2.2.2 Adsorpce

Technologie adsorpce slouží k čištění plynů od polutantů formou zachytávání polutantů (adsorbátů) na povrchu porézního pevného nosiče, neboli adsorbentu (pevná fáze s velkým specifickým povrchem v řádech stovek až tisíců m^2/g). Toto obecně probíhá ve třech fázích [8]:

- Transfer hmoty z proudu plynu k povrchu částic adsorbentu.
- Difuze hmoty uvnitř částice (pohyb v makropórech).
- Adsorpce na stěně nosiče (v mikropórech).

Každý z těchto procesů závisí na provozních podmínkách, fyzikálně-chemických vlastnostech zpracovávaného plynu a charakteristikách pevného adsorbentu. Většinou je jedna z fází značně pomalejší než zbývající, čímž celý proces výměny hmoty řídí. Ilustrace průniku hmoty adsorbentem je níže na obrázku 15.



Obrázek 15 – Struktura zrna adsorbentu a transfer hmoty při adsorpci [19]

Jako materiál adsorbentu bývají často voleny látky na bázi uhlíku (aktivní uhlí, grafen, uhlíkové nanotrubic), dále silikagel, zeolit, alumina apod. [20],[8].

Stejně jako v příkladu absorpce (viz kapitola 2.2.1 výše) se i adsorpce dělí na fyzikální a chemickou. V případě chemické adsorpce (chemisorpce) dochází k reakci mezi adsorbentem a adsorbátem, čímž mezi nimi vzniká pevná vazba. Po určitém čase dochází k nasycení adsorbentu a je třeba jej regenerovat. To se většinou provádí pomocí vhodných chemických činidel. V praxi to ale často znamená nutnost výměny náplně [9].

V případě fyzikální adsorpce jsou adsorbáty zachyceny na povrchu pórů za vzniku Van der Waalsových přitažlivých sil. Po nasycení adsorbentu je nutná regenerace náplně. Ta se provádí snížením tlaku, nebo zvýšením teploty (horký vzduch, přehřátá pára), kdy je adsorbát z adsorbentu uvolněn [8]. Z tohoto důvodu se v průmyslových provozech využívajících adsorpci řadí více jednotek paralelně. Tyto jednotky pracují střídavě, čímž zajišťují kontinuální provoz a zároveň mohou být regenerovány.

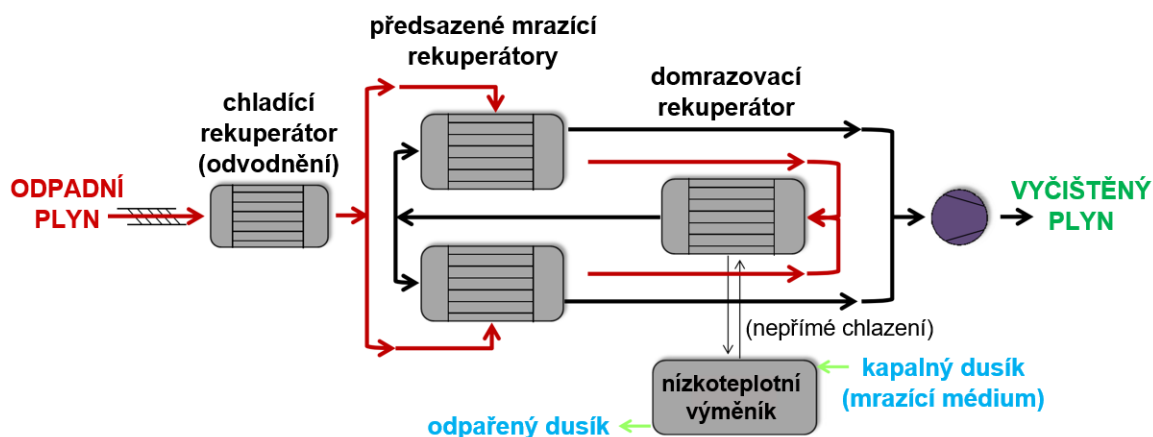
Adsorpce je populární a ověřená technologie umožňující regeneraci nízko koncentrovaných látek. Její nevýhodou je ovšem vysoká citlivost na výskyt pevných částic (hrozí zanesení adsorbentu) a provozní náklady spojené s energetickou náročností regenerace adsorpčního lože. Z toho důvodu se pro čištění vysoce koncentrovaných proudů obsahujících VOC ($>1\ \%_{\text{vol}}$) zavádí v kombinaci s adsorpcí i jiná předřazená technologie, například kondenzace [21].

2.2.3 Kondenzace VOC

Zatímco metody absorpce a adsorpce (viz předchozí kapitoly 2.2.1 a 2.2.2) jsou založeny na principu výměny hmoty z nosného média do dělicího činidla (absorpční rozpouštědlo, či adsorpční lože), metoda kondenzace je založena na principu výměny tepla. Využívá se zde odlišné teploty rosného bodu jednotlivých složek v čištěném plynu, která je v případě VOC značně vyšší, než ostatních běžných složek jako je O_2 , CO_2 či N_2 [9]. Tento proces se skládá z odvodňování a vymrazování plynu.

Plyn často obsahuje značné množství vody, proto jeho vymrazování předchází odvodnění. Toto se provádí zchlazením plynu na teplotu blízkou bodu mrazu, kdy je vodní kondenzát odváděn z plynu. Důvodem toho je, že voda ve vlhkém plynu při následném vymrazování pokrývá teplosměnné plochy výměníků vrstvou ledu, čímž ztěžuje přestup tepla a může poškodit samotné zařízení [21]. Díky předběžnému odvodnění plynu se tento proces zpomaluje a může se tak prodloužit provozní doba zařízení před nutností jeho odmrazení.

Nosný plyn je následně vymrazován a to často na teploty hluboce pod bodem mrazu (konkrétní hodnota je závislá na složení a požadované výstupní čistotě plynu). VOC tak začnou v plynu kondenzovat a jsou tak od něj odděleny. Jako mrazící médium se využívá například kapalný dusík [9]. Toto médium je poměrně drahé, proto se pro snížení jeho potřebného množství v praxi zavádí tepelně integrované výměníkové sítě. Díky tomu může být mrazící médium využito až v poslední fázi vymrazování. Příklad takového integrovaného uspořádání je zobrazen na obrázku níže.



Obrázek 16 – Integrované řešení čištění odpadního plynu metodou kondenzace [22]

Pro dosažení legislativně platných limitů emisí VOC bývají provozní náklady spojené s dodávkou mrazícího média příliš vysoké, a to i v případě zavedení integrované výměníkové sítě. Zároveň je ale technologie kondenzace účinná při vyšších koncentracích VOC.

Také není třeba regenerovat žádná pevná lože ani rozpouštědla, jako v případě adsorpce a absorpce. Při čištění vysoce koncentrovaných odpadních plynů je vhodné technologii kondenzace těmito technologiím předřadit [22]. Takovou kombinací se dosahuje emisních limitů, VOC jsou efektivně regenerovány a snižují se provozní náklady celého procesu čištění nosného plynu oproti případu, kdy by se využívala pouze jedna regenerační metoda.

3. Přehled výměníků tepla aplikovatelných pro průmyslové odpadní plyny

Výběr vhodného výměníku pro danou aplikaci je velmi důležitou součástí návrhu tepelné výměny v procesu. K dispozici je celá řada typů výměníků jak rekuperačních (přímý přenos tepla přes teplosměnné plochy), tak regeneračních (nepřímý přenos tepla přes tepelný akumulátor). Blíže jsou tyto principy popsány dále v kap. 3.3.

V procesu, který je předmětem této práce, je využíváno teplo spalín pro ohřev odpadního plynu a páry (viz kapitola 1.2). Z toho důvodu se dá předpokládat, že při návrhu nových, či úpravě existujících, výměníků tepla se bude jednat o výměnu tepla mezi plyny. Tabulka 5 uvádí typické zástupce výměníků tepla využívané v procesním průmyslu pro aplikaci typu plyn-plyn.

Tabulka 5 – Typické výměníky tepla pro výměnu tepla mezi plyny

Rekuperační	
trubkové	s pláštěm a přepážkami (Shell and Tube)
	s pláštěm bez přepážek (Plain Tube Air-to-Air)*
deskové	s profilovanými deskami (Plate and Frame)
	s hladkými deskami (Plain Plate)
speciální	radiální
	lamelové
Regenerační	
rotační výměníky s kontinuálním chodem	
statické výměníky s pevným ložem	

* Tento typ je použit ve stávajícím procesu.

Při výběru vhodného typu výměníku tepla je dále nutné přihlížet k těmto faktorům [4]:

- Procesní parametry (průtoky médií, teploty, tlaky...).
- Složení proudů (obsah pevných částic, korozivních látek...).
- Náchylnost k zanášení.
- Potenciální provozní problémy.

S přihlédnutím k výše uvedeným faktorům se jako potenciálně vhodní kandidáti pro tento konkrétní proces jeví následující typy výměníků:

- Rekuperační trubkový výměník s pláštěm bez přepážek.
- Rekuperační deskový výměník s hladkými deskami.
- Regenerační výměník s pevným ložem.

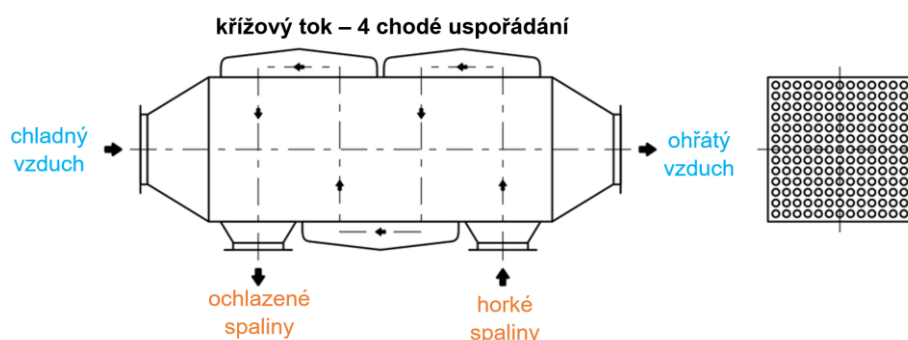
Následující odstavce 3.1 – 3.3 konkrétněji představují základní charakteristiky vybraných zařízení, popřípadě metody jejich tepelné intenzifikace (zvýšení přenosu tepla) pro případ jejich rekonstrukce.

3.1 Rekuperační trubkový výměník s pláštěm bez přepážek

Tento typ výměníku (v angličtině nazývaný jako *Plain Tube Air-to-Air* [23]) se vyskytuje ve stávajícím analyzovaném procesu. Jedná se konkrétně o jednotku přehříváku MP páry a ohříváku odplynu (viz kapitola 1.2). Tato kapitola je zaměřena na popis tohoto typu výměníku a metodách tepelné intenzifikace takových zařízení.

3.1.1 Základní popis trubkového výměníku

Trubkový rekuperační výměník bez přepážek se často aplikuje pro využití tepla ze spalín a jiných zanášivých médií. Využívá se například jako předešříváč spalovacího vzduchu či přehřívák páry v průmyslových kotlích. Většinou se jedná o křížové uspořádání toku o jednom nebo více chodech. Vícechodá uspořádání přispívají k lepšímu rozložení teplotního pole a zefektivnění tepelného přenosu. Výměník se tak postupně chová více jako protiproudý, čímž lze účinněji přenášet více tepla mezi proudy. Schéma výměníku s vícechodým tokem je zobrazeno obrázku níže.



Obrázek 17 – Schéma vícechodého trubkového výměníku s pláštěm bez přepážek [23]

Konkrétní konstrukce a pozice trubek v plášti je závislá na daném uspořádání procesu. Trubky mohou být například umístěny podélně s výměníkem, což znamená, že médium proudící v mezitrubkovém prostoru vstupuje i vystupuje z výměníku radiálním směrem (viz obrázek 17). Trubkový svazek může být ale také vložen do pláště ze strany (nejčastěji z horní strany, jako tzv. U-modul), což znamená, že médium v mezitrubkovém prostoru proudí v podélném směru. Pro ilustraci je na obrázku 18 zobrazeno takové reálné zařízení.



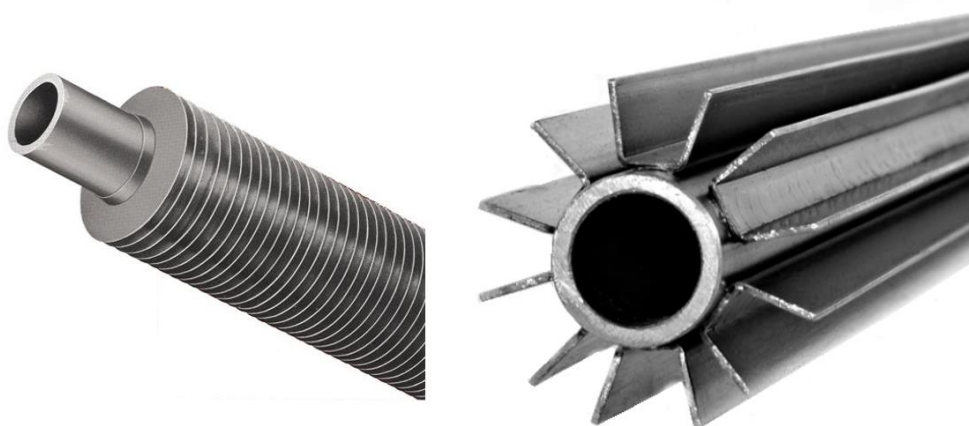
Obrázek 18 – Trubkový výměník s pláštěm bez přepážek [24]

Tyto výměníky jsou poměrně robustní a trubky jsou nejčastěji hladké. Tím je takové zařízení odolné a méně náchylné k zanášení. Nevýhodou je malá kompaktnost (poměr teplosměnné plochy ku objemu zařízení). Zvýšení teplosměnné plochy přidáním trubek do svazku je obtížné. Pro zvýšení přenosu tepla v trubkových výměnících se proto často využívá vhodné vnější žebrování trubek či turbulizující prvky v trubkovém prostoru (viz následující kapitola 3.1.2).

3.1.2 Vybrané metody tepelné intenzifikace trubkových výměníků

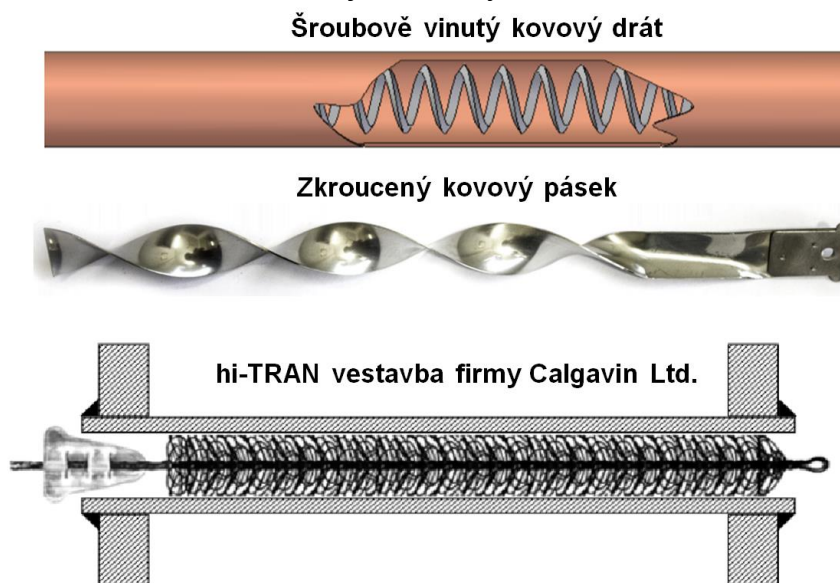
Metod intenzifikace (zvýšení přenosu tepla) je k dispozici celá řada. Přestup tepla lze zvýšit například vibrací teplosměnných ploch, či využitím speciálně tvarovaných trubek. Takové postupy při rekonstrukci by ovšem vyžadovaly výměnu trubkovnic, nebo dokonce celého výměníku, což není ekonomicky výhodné. Při rekonstrukci je proto třeba volit vhodný způsob zvýšení přenosu tepla stávajícího zařízení s ohledem na minimální investiční náklady a nepřekročení povolených tlakových ztrát zařízení.

Tepelný přenos se dá zvýšit zvětšením teplosměnné plochy, či turbulizováním proudících médií. V případě intenzifikace mezitrubkového prostoru se dá vnější povrch trubek osazovat různými tvarovými prvky v podélném i příčném směru (viz obrázek 19).



Obrázek 19 – Příklady příčně a podélně žebrovaných trubek [25], [26]

V případě potřeby intenzifikace trubkového prostoru hladkých trubek se dovnitř trubek nejčastěji vkládají tvarové prvky (tzv. turbulizátory), které zvyšují turbulence tekutiny. Jedná se obvykle o zkroucené kovové pásky a dráty, či jejich speciální varianty (viz obrázek 20). Velkou výhodou těchto vložek je jejich nízká cena. Zároveň ale zvyšují tlakovou ztrátu zařízení a jsou náchylné k zanášení.



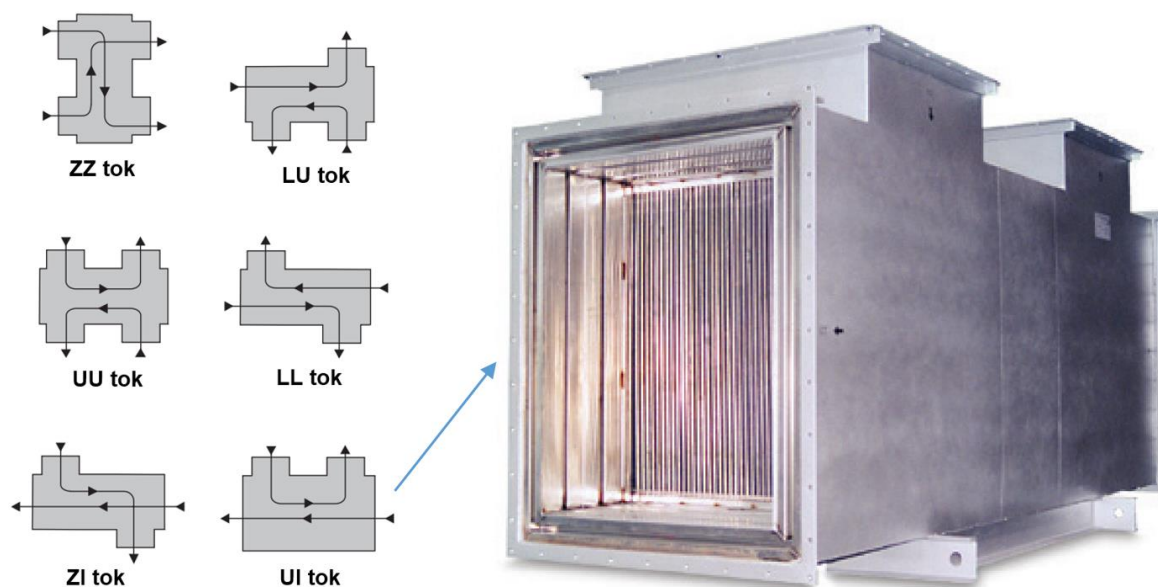
Obrázek 20 – Přehled standardních trubkových turbulizátorů

3.2 Rekuperační deskový výměník s hladkými deskami

Vhodným přístupem při náhradě starých trubkových výměníků je volba kompaktnějších zařízení [4]. Vysoce kompaktní rekuperační výměníky (například deskové s profilovanými deskami) jsou ale náchylné k zanášení a tudíž nevhodné pro využití tepla ze spalín. Pro případ návrhu nového rekuperačního výměníku pro předehřev procesního odplynu spaliny byl proto vybrán deskový typ výměníku s hladkými deskami (*Plain-Plate Heat Exchanger*) jako vhodná náhrada.

3.2.1 Základní popis deskového výměníku

Deskové výměníky vhodné pro tepelnou výměnu mezi zanášivými médii bývají tvořeny z hladkých ocelových nerezových desek (materiál například 17 249) [27]. Uspořádání toku médií ve výměníku může být křížové, pro zefektivnění přenosu tepla se ale nabízí také celá řada protiproudých, nebo částečně protiproudých uspořádání. Účinnost takových výměníků se běžně pohybuje okolo 85 % [27]. Příkladem může být deskový výměník firmy Munters a její nabídka možných proudových konfigurací (viz obrázek 21).



Obrázek 21 – Proudová uspořádání deskových výměníků (vlevo) a reálné zařízení [27]

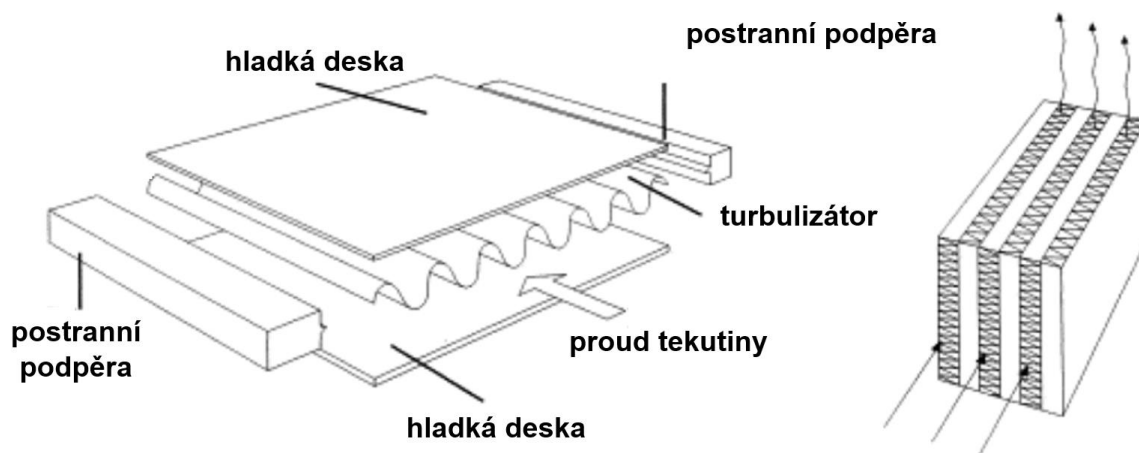
Výhodou deskových výměníků s hladkými deskami oproti trubkovým je kompaktnější konstrukce, která zaručuje nižší hmotnost výměníku pro dosažení žádaného přenosu tepla [23], což vede k nižším pořizovacím nákladům. Dále mezi hladkými deskami dochází k nižší tlakové ztrátě oproti trubkovému prostoru, což vede ke snížení provozních nákladů na provoz ventilátorů.

Díky jednoduché konstrukci lze tato zařízení (oproti profilovaným deskovým výměníkům) snadno čistit [23]. Hladké desky bývají zvenčí dobře dostupné, proto lze jejich povrch čistit mechanicky (kartáči, otryskáváním vzduchem nebo parou...).

Stejně jako v případě trubkových výměníků, lze přenos tepla v deskových výměnících dále intenzifikovat, jak přibližuje následující kapitola 3.2.2. Často to však v praxi znamená zvýšenou tlakovou ztrátu a komplikované čištění teplosměnných ploch, které již nejsou mechanicky snadno přístupné.

3.2.2 Vybrané metody tepelné intenzifikace deskových výměníků

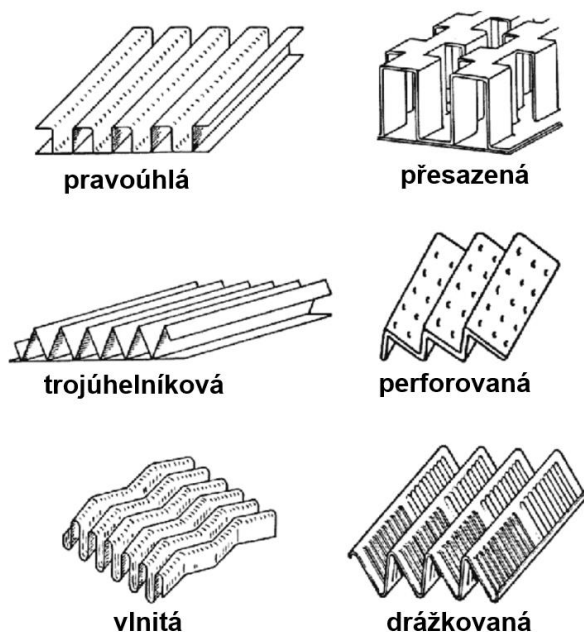
Stejně, jako se dají intenzifikovat (tj. zvýšit přenos tepla) trubkové výměníky s hladkými trubkami aplikací vhodných turbulizátorů nebo žebrování, dá se zvýšit i přenos tepla ve výměnících s hladkými deskami. Mezi desky se vkládají profilované výplně, které turbulizují proud plynu a tím zvyšují přestup tepla přes desky. Vložené výplně zároveň fungují jako mechanické podpory a desky jsou tak ve výměníku umístěny pevněji. Schéma uložení výplně mezi deskami je znázorněno níže.



Obrázek 22 – Schéma deskového výměníku s vloženými výplněmi [28]

Při návrhu aplikace turbulizačních výplní je třeba přihlížet ke zvýšené tlakové ztrátě a citlivosti k zanesení zařízení. Zároveň tak ale lze dosáhnout vysoké účinnosti, kdy výměník pracuje i při velmi malém rozdílu teplot mezi tekutinami. Toto nalézá uplatnění například v kryogenice, klimatizačních systémech nebo v letectví [23].

Obecně existuje celá řada výplní. Některé z nich jsou zobrazeny na obrázku 23.



Obrázek 23 – Typické druhy profilovaných výplní deskových výměníků [29]

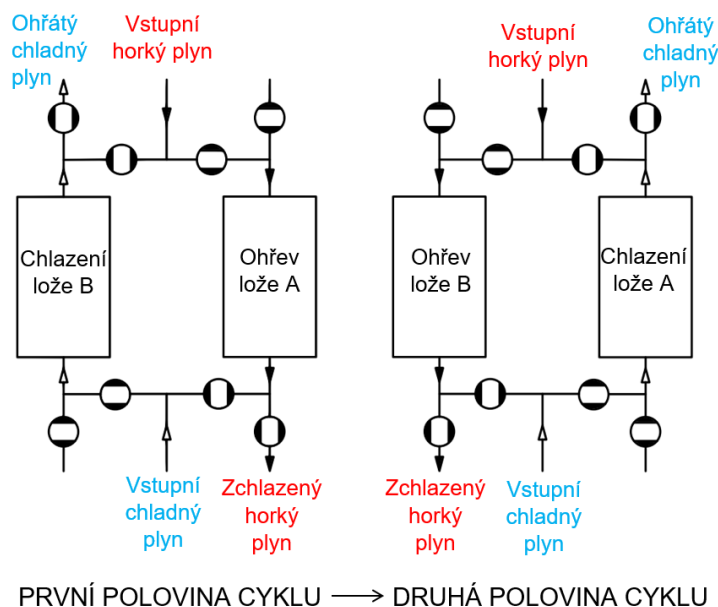
3.3 Regenerační statický výměník s pevným ložem

Fungování regeneračních výměníků tepla je principiálně odlišné od rekuperačních výměníků. Rekuperační výměníky (popsané výše v kapitolách 3.1 a 3.2) využívají okamžitý přenos tepla mezi látkami přes teplosměnnou plochu. Dá se říci, že látky si vyměňují teplo přímo. Regenerační výměníky využívají pro tepelný přenos třetí médium. To bývá tvořeno pevným ložem o vysoké tepelné kapacitě. V první fázi skrz toto lože proudí horký proud, čímž je zchlazován a lože je ohříváno – dochází v něm k akumulaci tepla. V druhé fázi skrz zahřáté lože proudí chladný proud, čímž se nahřáté lože ochlazuje (teplo je z lože vydáváno) a chladný proud se ohřívá.

Regenerátory jsou různého provedení. V praxi se může jednat o statické lože sypané, nebo monolitické, kterým jsou média pouštěna střídavě. Statické lože může být nahrazeno rotačním regenerátorem, kdy se pomaloběžné kolo (tvořené z akumulační vrstvy orientovaných ocelových profilů) otáčí, přičemž se jednou svojí polovinou nachází v proudu horkého média (akumulace tepla) a druhou polovinou v chladném proudu (výdej tepla). Vhodnou technologií pro proces, který je předmětem řešení této práce, byl zvolen statický regenerátor s pevným ložem.

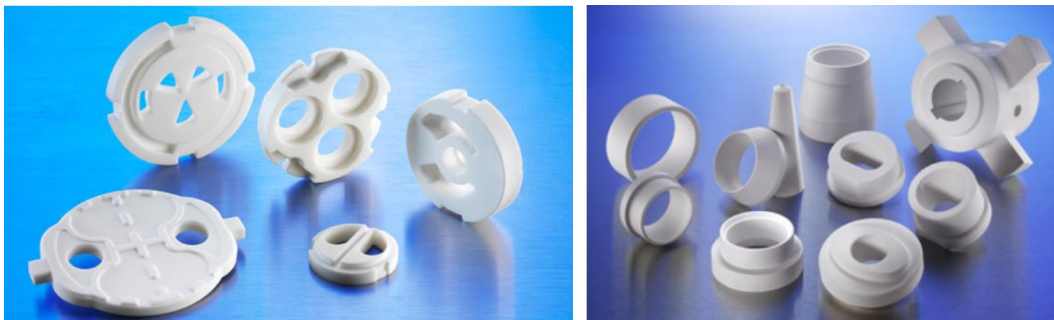
3.3.1 Základní popis regeneračního výměníku

Tento typ regenerátoru (v angličtině *fixed-bed*) obsahuje statické lože, přes které je střídavě hnán chladný a horký proud. Aby mohl přenos tepla probíhat kontinuálně, je třeba mít tedy zapojená dvě nebo více loží. Jedná se o podobný princip nastíněný na obrázku 7 pro technologii regenerační termické oxidace odpadních plynů nebo níže na obrázku 24. Střídavý tok pracovních látek je zde umožněn pomocí systému ventilů.



Obrázek 24 – Princip provozu statického regeneračního výměníku [23]

Pevné regenerační lože může být tvořeno žáruvzdornými cihlami pro vysokoteplotní aplikace, dále sypanými či skládanými keramickými a kovovými tělisky, či keramickými a kovovými výplněmi různých tvarů a velikostí. Pro představu jsou na obrázku 25 zobrazena některá keramická tělíska. Konkrétní typ lože je zvolen v závislosti na provozních podmínkách a vlastnostech médií, jako je jejich složení, průtok a teplota.



Obrázek 25 – Příklad sypaných keramických tělísek pro tepelné regenerátory [30]

Sypaná, či monolitická náplň tvoří velkou teplosměnnou plochu, což zaručuje vysokou účinnost výměny tepla, běžně přes 90 %.

Materiál lože musí mít značně vyšší tepelnou kapacitu, než proudící pracovní látky. To znamená, že využití regeneračních výměníků je vhodné jen pro výměnu tepla mezi plyny. Tím se prodlužuje doba jednotlivých cyklů. Akumulace i chlazení loží trvá déle, což je z hlediska technologie pozitivní jev, protože ventily nemusí přepínat (obracet proudy) tak často.

Při volbě mezi rekuperačním, nebo regeneračním výměníkem je třeba mít na paměti jejich vzájemné výhody a nevýhody.

Výhody regeneračních výměníků oproti rekuperačním [23]:

- ✓ Regenerační výměníky jsou díky svojí velké teplosměnné ploše při stejné velikosti výměníku účinnější než rekuperační.
- ✓ Teplosměnné plochy jsou díky střídavému toku médií čištěny a regenerační výměníky jsou tak méně náchylné k zanášení.
- ✓ Náplně jsou vyráběny ze žáruvzdorných a chemicky inertních materiálů, což znamená vyšší odolnost proti korozi a provozu ve vysokých teplotách.
- ✓ Údržba a výměna náplně je snadná.

Nevýhody regeneračních výměníků oproti rekuperačním [23]:

- ✗ Regenerační výměníky se dají použít pouze pro přenos tepla mezi plyny.
- ✗ Kvůli střídavému sdílení pevných loží dochází ke vzájemné kontaminaci obou pracovních látek.
- ✗ Pro střídavý provoz je třeba systém ovládacích ventilů, což znamená zvýšení rizika spolehlivosti provozu.

4. Výběr technologie a výpočetního softwaru pro úpravu procesu stávající jednotky „waste-to energy“

Výše představené moderní technologické trendy v oblasti zpracování procesních odpadních plynů obsahujících VOC a CO spolu s přehledem vhodných zařízení pro výměnu tepla mezi plyny jsou v této kapitole využity pro výběr vhodné technologie určené k technologickým úpravám stávající jednotky „waste-to-energy“, která je předmětem této práce, a to za pomoci účinných softwarových nástrojů využitých ke stanovení základních konstrukčních parametrů navrhovaných zařízení a technologických parametrů modifikovaného procesu.

4.1 Vybraná alternativní technologie pro zpracování procesních odplynů

Ve stávajícím procesu je využívána technologie termické oxidace bez přítomnosti katalyzátoru. Hlavní odplyn (PVG) i vedlejší odplyn (VG) jsou spalovány v peci a spaliny jsou následně energeticky využity k produkci syté vysokotlaké páry (PW), přehřáté středotlaké páry (MP) a k ohřevu procesního odplynu (viz obrázek 3).

Z hlediska ekonomie je výhodné produkci PW i MP páry zachovat. Z toho důvodu nelze využít žádnou nedestruktivní technologii pro zpracování procesních odplynů (popsaných v kapitole 2.2), ani technologii biofiltrace – viz kapitola 2.1.4. Dále procesní odplyny neobsahují pevné částice, které by bylo nutné filtrovat, proto lze vyřadit i technologii katalytické filtrace popsané v kapitole 2.1.3.

Technologie katalytické oxidace (blíže popsána v kapitole 2.1.2) **je zvolena jako vhodná alternativa stávající spalovací pece.** Stejně jako stávající jednotka termické oxidace produkuje i jednotka katalytické oxidace spaliny, které lze energeticky využít, přičemž její velikou výhodou oproti spalovací peci je nižší spotřeba paliva nutného na dohřev procesního odplynu.

4.2 Vhodná úprava systému pro přenos tepla

Výměňiková síť stávajícího procesu se skládá ze tří výměníků tepla (viz obrázek 3):

- **Výparník PW** – jedná se o doplňkový zdroj vysokotlaké syté páry využívané ve výrobním závodu.
- **Přehřívák MP páry** – zde je generována středotlaká přehřátá pára, která slouží k produkci elektřiny.
- **Ohřívák odplynu** – tento výměník slouží k využití odpadního tepla ze spalin na ohřev procesního odplynu (PVG) před vstupem odplynu do spalovací komory, čímž se snižuje spotřeba paliva (blíže popsáno v kapitole 2.1.1).

Modifikace výměníkové sítě má vést mimo jiné ke snížení spotřeby paliva při zachování produkce PW i MP páry. To znamená, že klíčovým zařízením pro dosažení provozních úspor z hlediska spotřeby paliva je zejména ohřívací odplyn.

Z hlediska minimálních investičních nákladů lze pro zvýšení přenosu tepla v ohřívací odplyn zvolit vložení speciálních tvarových prvků (tzv. turbulizátorů) do trubkového prostoru výměníku. O různých typech těchto tvarových výplní pro trubkové výměníky pojednává kapitola 3.1.2, kde jsou uvedeny tři typy turbulizátorů: hi-TRAN vestavba, zkroucený kovový pásek a šroubově vinutý kovový drát. O rekonstrukci procesu se zavedením turbulizační vložky pojednává kapitola 5.2.

Stávající trubkový ohřívací odplyn je už poměrně staré zařízení, čímž se dále nabízí možnost jeho výměny. V souvislosti s kapitolou 3.2 je náhrada starého trubkového výměníku vhodná v podobě modernějšího, kompaktnějšího a účinnějšího zařízení. První možná náhrada je **rekuperační deskový výměník s hladkými deskami** bez turbulizačních výplní (pro usnadnění mechanického čištění výměníku). **Regenerační výměník se statickým ložem** se také jeví jako vhodný typ náhrady stávajícího rekuperačního ohřívacího.

4.3 Aplikovaný výpočetní software

Stávající provoz jednotky „waste-to-energy“ je z fyzikálního hlediska obtížné jednoznačně popsat. Při analytickém přístupu rekonstrukce tohoto provozu by muselo být zavedeno mnoho zjednodušujících parametrů a výpočet by musel být linearizován, což by vedlo ke značně nepřesným výsledkům a zhodnocením navržených úprav procesu a navíc by tento přístup byl časově velmi náročný.

V současnosti je ale k dispozici celá řada výpočetních programů, které zvyšují přesnost výpočtů (tedy i kvalitu výsledků) a snižují časovou náročnost výpočtu.

Při návrhu koncepčních úprav procesu je nutné provádět jeho materiálovou a energetickou bilanci. V této práci k tomuto účelu slouží simulační program firmy Chemstations – ChemCad 7 [31]. Tento software zároveň poskytuje nástroje pro simulaci spalování zemního plynu, či katalytické oxidace VOC a CO v odplynech. Také je zdrojem informací o fyzikálních vlastnostech procesních proudů, jako je průtok, hustota, dynamická viskozita apod.

Dále je nutné simulovat chování klíčových procesních zařízení při změně provozních parametrů. V této práci jde o zhodnocení výměny tepla ve výměnících po změně procesních parametrů, jako je například průtok, složení, či teplota spalin. K tomuto účelu je využít simulační software firmy Heat Transfer Research, Inc. – HTRI Xchanger Suite 7 [32], ve kterém bylo simulováno chování stávajících trubkových výměníků tepla při všech navržených technologických úpravách.

V další fázi rekonstrukce procesu navazuje návrh nových zařízení. K tomu není ovšem vždy k dispozici profesionální návrhový software. Je-li ale metodika návrhu zařízení známa, lze využít některý matematický program, ve kterém je daná metodika aplikována. V této práci je využít software firmy Maplesoft™ – Maple 2018 [33]. Pomocí výpočtů nastavených v tomto programu je prováděn základní návrh deskových výměníků s hladkými deskami.

Pro zpracování dat, provádění citlivostních analýz a tvorbu grafů je využít Microsoft Office Excel 2016 [34].

5. Návrh úpravy zkoumaného procesu formou zvýšení přenosu tepla v ohříváku odplynu

Ve stávajícím procesu termického zpracování procesního odplynu je plyn spalován se zemním plynem v procesní peci. Jak už bylo naznačeno v kapitole 2.1.1, lze spotřebu paliva snížit pomocí zvýšeného ohřevu procesního odplynu před jeho přivedením do spalovací pece. K tomuto účelu slouží ve stávajícím procesu trubkový ohřívač odplynu. Celý proces je ilustrován na obrázku 3.

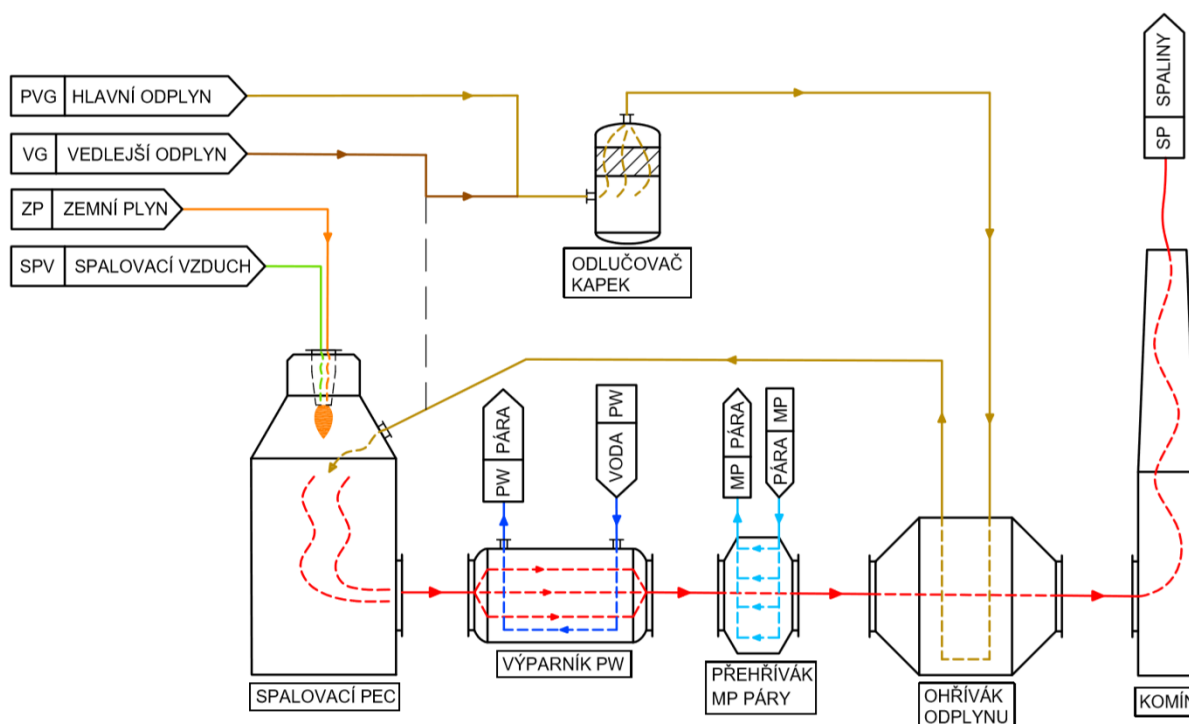
Tato kapitola se zabývá metodami zvýšení výměny tepla ve stávajícím ohříváku odplynu. Jsou zde navrženy a popsány úpravy nevyžadující výměnu stávajících zařízení v procesu. Důraz je tedy kladen na minimální investiční náklady spolu se zachováním ostatních procesních parametrů, jako je produkce syté vysokotlaké páry (PW) a přehřáté středotlaké páry (MP).

5.1 Přivedení proudu vedlejšího odplynu do ohříváku odplynu

Ve zkoumaném průmyslovém procesu je hlavní odplyn PVG ohřát spaliny v rekuperačním výměníku (ohříváku odplynu). Do tohoto ohřátého odplynu je před jeho vstupem do spalovací komory přiveden chladný vedlejší odplyn VG a výsledná směs odplynů vstupuje do spalovací pece. Tímto promísením odplynů je proud PVG mírně zchlazen (schéma na obrázku 3).

Tato kapitola se zabývá technologickou úpravou procesu přepojením proudu vedlejšího odplynu VG do proudu PVG z aktuálního umístění (tedy před spalovací pecí) do pozice před vstupem proudu PVG do ohříváku odplynu. Je-li vedlejší odplyn VG takto přepojen, je ohříván spaliny v ohříváku odplynu spolu s proudem PVG. Tím je také zvýšen průtok procesních proudů v trubkovém prostoru ohříváku odplynu, čímž dojde ke zvýšení přestupu tepla z ochlazovaných spalin do ohříváných odplynů. Zvýšením této výměny tepla lze dosáhnout úspor ve formě snížené spotřeby externího paliva.

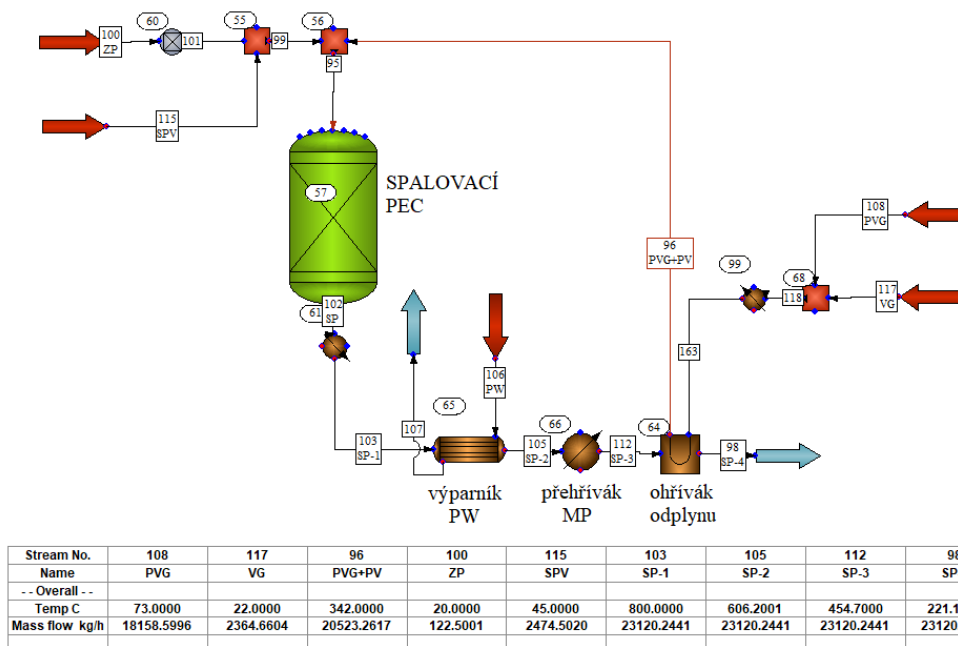
Z kapitoly 1.2 vyplývá, že se v hlavním odplynu PVG při vstupu do procesu vyskytuje kondenzát ve formě kapek, které jsou z důvodu bezpečného provozu rekuperačního ohříváku odlučovány v odlučovači kapek. Vzhledem k tomuto faktu a z rozboru složení proudu PVG vyplývá, že je tento proud při vstupu do procesu (při teplotě 73 °C) nasycen vodní parou. Je-li takto nasycený proud PVG smíchán s chladnějším proudem VG (o teplotě 22 °C), dá se předpokládat zvýšená kondenzace ve vzniklé směsi odplynů. Pro odvedení vzniklého kondenzátu z odplynů je tedy nutné připojit proud VG ještě před odlučovač kapek (ve smyslu směru proudění PVG). Schéma takto navrženého uspořádání je ilustrováno na obrázku 26.



Obrázek 26 – Schéma modifikace procesu zahrnující přepojení vedlejšího odplynu

5.1.1 Procesní parametry provozu s přivedením proudu vedlejšího odplynu do ohříváku odplynu

Na základě navržené koncepční úpravy stávajícího procesu byla provedena materiálová a energetická simulace v simulačním softwaru ChemCad 7, jehož pomocí byla stanovena i tepelná účinnost a ztrátový tepelný tok v provozu po provedených úpravách – viz samostatná Příloha 2 této práce s názvem souboru „Přepojení VG – *balance*“. Simulace je dále ilustrována na obrázku 27. Pro stanovení tepelné výměny ve výměnících tepla byl využit software HTRI Xchanger Suite 7.



Obrázek 27 – Bilanční simulace modifikovaného procesu s přepojením proudu VG

Spotřeba zemního plynu ve stávajícím procesu je 130 kg/h (viz tabulka 1). Z výsledků simulace procesu se zavedením proudu VG do ohříváku odplynu je zřejmé, že dojde ke snížení spotřeby paliva na hodnotu 122,5 kg/h.

Přivedením proudu VG do ohříváku odplynu dále vzroste rychlost proudění vzniklé směsi odplynů trubkovým prostorem výměníku, což vede ke zvýšení jejich tlakové ztráty. Tím vzrostou náklady spojené se zvýšenou elektrickou spotřebou průmyslových ventilátorů sloužících k transportu odplynů. Pro posouzení ekonomiky navržené úpravy procesu je nutné zvýšenou tlakovou ztrátu stanovit a zhodnotit. K výpočtu tlakových ztrát jsou stanoveny potřebné parametry ohříváných odplynů shrnuté v tabulce níže.

Tabulka 6 – Základní vybrané parametry proudu odplynu v ohříváku odplynu

	Stávající proces	Modifikovaný proces
Hmotnostní průtok odplynu ve výměníku	$\dot{m}_{odp}^{st.p} = 18\,158,60 \text{ kg/h}$	$\dot{m}_{odp}^{mod} = 20\,523,26 \text{ kg/h}$
Střední hustota odplynu*	$\rho_{odp}^{st.p} = 0,660 \text{ kg/m}^3$	$\rho_{odp}^{mod} = 0,686 \text{ kg/m}^3$
Tlaková ztráta ve výměníku na straně odplynu	$\Delta p_{odp}^{st.p} = 4\,000 \text{ Pa}^{**}$	Δp_{odp}^{mod} – neznámá

* Střední hustota odplynu je stanovena, jako hustota odplynu při jeho střední teplotě a příslušném tlaku odplynu ve výměníku. Střední teplota odplynu je aritmetickým průměrem vstupní a výstupní teploty odplynu ve výměníku.

** Stávající tlaková ztráta ve výměníku je stanovena provozovatelem (viz tabulka 2).

Dále pro stanovení přibližné tlakové ztráty v ohříváku odplynu poslouží obecná rovnice pro výpočet celkové tlakové ztráty tekutiny jako součtu dílčích tlakových ztrát na trase proudění [35]:

$$\Delta p_{tot} = \sum_{i=1}^N \frac{\xi_i}{2} \cdot \rho_i \cdot v_i^2 \quad (2)$$

Zde je Δp_{tot} – celková tlaková ztráta v tekutině proudící po trase tvořené prvky 1-N [Pa]

ξ_i – místní součinitel tlakové ztráty na konkrétním úseku i dané trasy proudění [-]

ρ_i – hustota proudící tekutiny v daném úseku i [kg/m³]

v_i – rychlost proudění tekutiny v daném úseku i [m/s]

Rovnice (2) může zahrnovat například vliv jednotlivých geometrických prvků tvořících konstrukci výměníku, jako hrdla, trubky apod. Tuto rovnici lze zjednodušit následovně:

$$\Delta p_{tot} = \Psi \cdot \rho_{stř} \cdot v_{stř}^2 \quad (3)$$

Zde je Ψ – celkový součinitel tlakové ztráty ve výměníku [-]

$\rho_{stř}$ – střední hustota tekutiny proudící výměníkem [kg/m³]

$v_{stř}$ – střední rychlost tekutiny proudící výměníkem [m/s]

Celkový součinitel tlakové ztráty v ohříváku odplynu je neznámá veličina, ale dá se předpokládat, že při mírném zvýšení průtoku ohřívaného odplynu přes tento výměník zůstane tento součinitel konstantní. Tohoto předpokladu se dá využít pro stanovení nárůstu tlakové ztráty v ohříváku odplynu po přivedení proudu VG dle rovnice:

$$\frac{\Delta p_{odp}^{mod}}{\Delta p_{odp}^{st.p}} = \frac{\psi \cdot \rho_{odp}^{mod} \cdot (v_{stř}^{mod})^2}{\psi \cdot \rho_{odp}^{st.p} \cdot (v_{stř}^{st.p})^2} = \frac{\rho_{odp}^{st.p} \cdot (\dot{m}_{odp}^{mod})^2}{\rho_{odp}^{mod} \cdot (\dot{m}_{odp}^{st.p})^2} = \frac{0,660 \cdot 20\,523,25^2}{0,686 \cdot 18\,158,60^2} = 1,229 \quad (4)$$

Ze vztahu (4) je zřejmé, že navrženým zvýšením průtoku odplynu v trubkovém ohříváku vzroste tlaková ztráta v proudu odplynu přibližně o 22,9 % a změní se tak z aktuální hodnoty 4 000 Pa na hodnotu přibližně 4 916 Pa. Nárůst tlakové ztráty tedy činí 916 Pa. Tím také vzroste elektrická spotřeba ventilátoru hlavního odplynu. Pro stanovení zvýšené spotřeby elektrické energie jsou v tabulce 7 uvedeny vybrané parametry ventilátoru a odplynu PVG, který ventilátorem proudí.

Tabulka 7 – Vybrané provozní parametry ventilátoru PVG

Celková účinnost ventilátoru*	$\eta_{tot}^{vent} = 0,7$
Průtok odplynu ventilátorem	$\dot{m}_{odp}^{st.p} = 18\,158,60 \text{ kg/h} = 5,044 \text{ kg/s}$
Hustota odplynu proudícího ventilátorem**	$\rho_{odp}^{vent} = 0,96 \text{ kg/m}^3$

* Celková účinnost ventilátoru je odhadnuta na 70 %. Jedná se o podíl užitého výkonu ventilátoru a jeho elektrického příkonu [36].

** Tato hodnota je získána dle stanovených procesních parametrů odplynu na vstupu do zkoumaného procesu.

Vztah pro výpočet zvýšeného příkonu ventilátoru (ΔP^{vent}) je následující:

$$\Delta P^{vent} = \frac{\dot{m}_{odp}^{st.p}}{\eta_{tot}^{vent} \cdot \rho_{odp}^{vent}} \cdot (\Delta p_{odp}^{mod} - \Delta p_{odp}^{st.p}) = \frac{5,044}{0,7 \cdot 0,96} \cdot (4\,916 - 4\,000) \cong 6\,876 \text{ W} \quad (5)$$

5.1.2 Zhodnocení procesu s přepojením vedlejšího odplynu

Porovnání stávajícího a modifikovaného procesu z hlediska účinnosti využití tepelné energie ze spalin, spotřeby paliva a tlakové ztráty je shrnuto v tabulce níže.

Tabulka 8 – Porovnání technologicky upraveného procesu s přivedením VG do ohříváku odplynu se stávajícím procesem

	Stávající proces	Modifikovaný proces
Tepelná účinnost využití spalin	78,6 %	80,6 %
Ztrátový tepelný tok ve spalinách	1,3 MW	1,176 MW
Spotřeba zemního plynu	130 kg/h	122,5 kg/h
Tlaková ztráta v ohříváku odplynu	4 000 Pa	4 916 Pa

Výsledky zobrazené v tabulce 8 byly využity pro provedení ekonomické analýzy navržené technologické úpravy, jejíž výsledky jsou shrnuty v tabulce níže.

Tabulka 9 – Ekonomické zhodnocení úpravy stávajícího provozu přivedením proudu VG do ohříváku odplynu

Úspora paliva	7,5 kg/h
Finanční úspora spojená s úsporou paliva*	86,630 Kč/h
Vzrůst příkonu ventilátoru odplynu	6 876 W
Náklady spojené se zvýšenou spotřebou elektřiny*	27,144 Kč/h
Produkce přehřáté středotlaké páry (MP)	zachována
Produkce syté vysokotlaké páry (PW)	zachována
Hodinový provozní finanční profit	59,486 Kč/h
Roční provozní finanční profit**	475 889 Kč/rok
Investiční náklady na realizaci úprav***	117 450 Kč
Návratnost projektu	0,25 roku

* Cena zemního plynu i elektřiny byla poskytnuta provozovatelem. Cena zemního plynu je 8 Kč/Nm³ ± 11,55 Kč/kg. Cena elektřiny je 4 Kč/kWh.

** Roční provozní doba je stanovena provozovatelem na 8000 h.

*** Odhad investic spojených s realizací nových potrubních tras byl poskytnut vedoucím této práce doc. Ing. Zdeňkem Jeglou, Ph.D.

Provedenými výpočty bylo zjištěno, že úprava stávajícího procesu přepojením proudu VG do proudu PVG z aktuální pozice (tedy před vstupem PVG do pece) do pozice před odlučovač kapek, je výhodná úprava procesu, která sníží spotřebu zemního plynu, čímž je dosaženo ročního finančního profitu 475 889 Kč.

Tato technologická úprava ale také zvýší žádaný dopravní tlak ventilátoru odplynu kvůli zvýšení tlakové ztráty v trubkovém prostoru ohříváku odplynu, což může být technologicky i finančně obtížné a může to zahrnovat i nutnost zařazení pomocného ventilátoru (tedy i vzrůstu investičních nákladů).

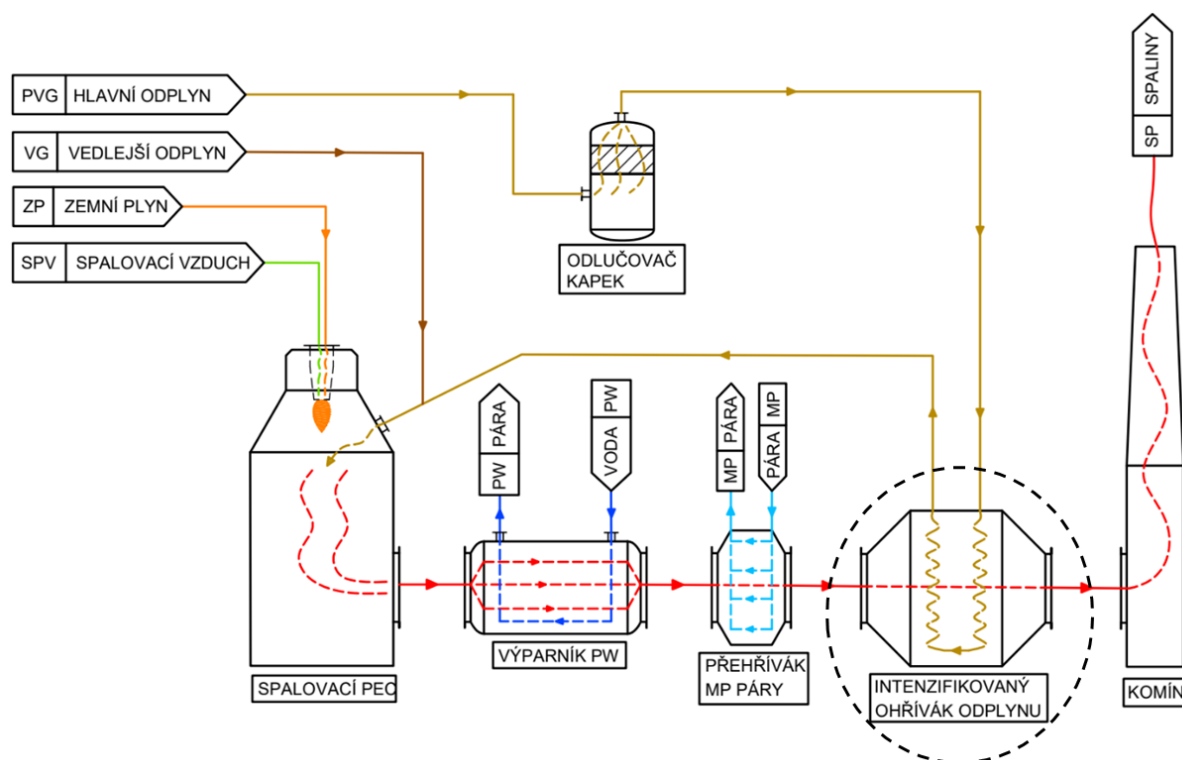
V případě přistoupení k provedení této úpravy je také nutné nejdříve stanovit, zda může odlučovač kapek zajistit dostatečné odvedení kondenzátu při jeho zvýšené produkci ve směsi odplynů, či zda by bylo nutné zařadit do provozu přídavný odlučovač kapek, což by znamenalo další investiční náklad.

V případě, že zařazení přídavných ventilátorů či odlučovačů kapek nebude nutné a jediný provozní náklad spojený s navrženou technologickou úpravou je navýšený elektrický příkon již existujících ventilačních zařízení, jedná se o projekt s velice dobrou návratností 0,25 roku.

5.2 Využití turbulizátorů v trubkovém prostoru ohříváku odplynu

Stejně jako předchozí kapitola 5.1, se i tato kapitola zabývá intenzifikací (zvýšením) přenosu tepla ve stávajícím ohříváku odplynu, čímž je dosaženo zvýšení teploty proudu odplynu vstupujícího do spalovací pece, a tím i snížení spotřeby paliva (zemního plynu).

Zatímco v kapitole 5.1 bylo intenzifikace přenosu tepla dosaženo zvýšením průtoku ohřivaného proudu odplynů výměníkem, tato kapitola se zabývá intenzifikací ohříváku odplynu vložení turbulizačních prvků do trubkového prostoru výměníku. O těchto intenzifikačních prvcích pojednává kapitola 3.1.2. Schéma této procesní úpravy je na obrázku níže.



Obrázek 28 - Schéma modifikace procesu zahrnující intenzifikaci ohříváku odplynu

5.2.1 Volba vhodného typu turbulizátoru

Pro intenzifikaci trubkového prostoru se nabízí několik typů turbulizačních vložek, o nichž pojednává kapitola 3.1.2 a jsou zobrazeny na obrázku 20. Jedná se o následující typy:

- šroubově vinutý kovový drát
- zkroucený kovový pásek
- hi-TRAN vestavba

Hi-TRAN vestavba je tvarově složitý prvek, u kterého se dá předpokládat vysoká náchylnost k zanášení, proto je z výběru vhodného turbulizátoru vyloučena. Zbývající typy vložek – šroubově vinutý drát a zkroucený kovový pásek – se svojí konstrukcí jeví jako vhodní kandidáti. Pro volbu mezi nimi je provedena tepelně hydraulická analýza, kde je zkoumána závislost zvýšeného přenosu tepla ve výměníku a zvýšené tlakové ztráty způsobené aplikací konkrétního turbulizátoru.

Pro výpočet výměny tepla při zavedení turbulizátoru do trubkového prostoru je nutné vypočítat součinitel prostupu tepla – viz rovnice (6). Vliv zanášení teplosměnných ploch je zanedbán, jak bylo uvedeno v kapitole 1.2.2. Dále je zanedbán vliv kondukce stěnou trubky, neboť má na tepelnou výměnu minoritní vliv.

$$U_{A_{stř}} = \left(\frac{1}{(\alpha_{tp})_{A_{stř}}} + \frac{1}{(\alpha_{mtp})_{A_{stř}}} \right)^{-1} \quad (6)$$

Zde je $U_{A_{stř}}$ – součinitel prostupu tepla vztažený k ploše $A_{stř}$ [W/m²K]

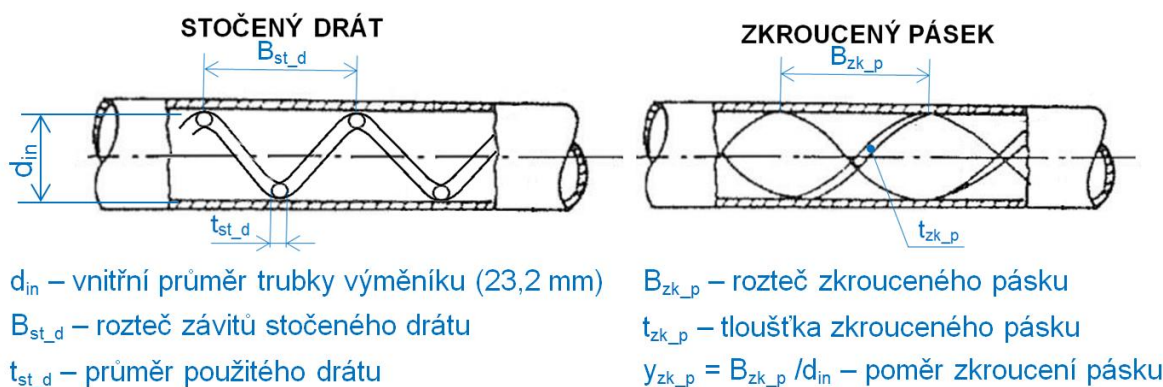
$(\alpha_{tp})_{A_{stř}}$ – součinitel přestupu tepla v trubkovém prostoru vztažený k ploše $A_{stř}$ [W/m²K]

$(\alpha_{mtp})_{A_{stř}}$ – souč. přest. tepla v mezitrubkovém prostoru vztažený k ploše $A_{stř}$ [W/m²K]

$A_{stř}$ – střední plocha (povrch) trubky [m²]. Jedná se o aritmetický průměr mezi vnějším a vnitřním povrchem trubek ve výměníku

Výše zmíněný součinitel přestupu tepla v mezitrubkovém prostoru $(\alpha_{mtp})_{A_{stř}}$ je stanoven pomocí softwaru HTRI Xchanger Suite 7.

K výpočtu součinitele prostupu tepla $U_{A_{stř}}$ zbývá stanovit součinitel přestupu tepla v trubkovém prostoru $(\alpha_{tp})_{A_{stř}}$, tedy v prostoru, kam je vkládán vybraný turbulizátor. Tento součinitel je závislý na geometrických parametrech konkrétního vloženého turbulizátoru i na procesních parametrech proudící tekutiny. Základní geometrické parametry vybraných typů turbulizátorů jsou zobrazeny na obrázku 29.



Obrázek 29 - Základní geometrické parametry vybraných typů turbulizátorů

Stejně geometrické parametry mají také významný vliv na tlakovou ztrátu turbulizovaného média (procesního odplynu).

Vztahy pro výpočet součinitele přestupu tepla a tlakové ztráty média proudícího v trubkovém prostoru se zavedeným zkrouceným kovovým páskem jsou shrnuty níže v tabulce níže.

Tabulka 10 – Výpočet přestupu tepla a tlakové ztráty při zavedení zkrouceného pásku [37]

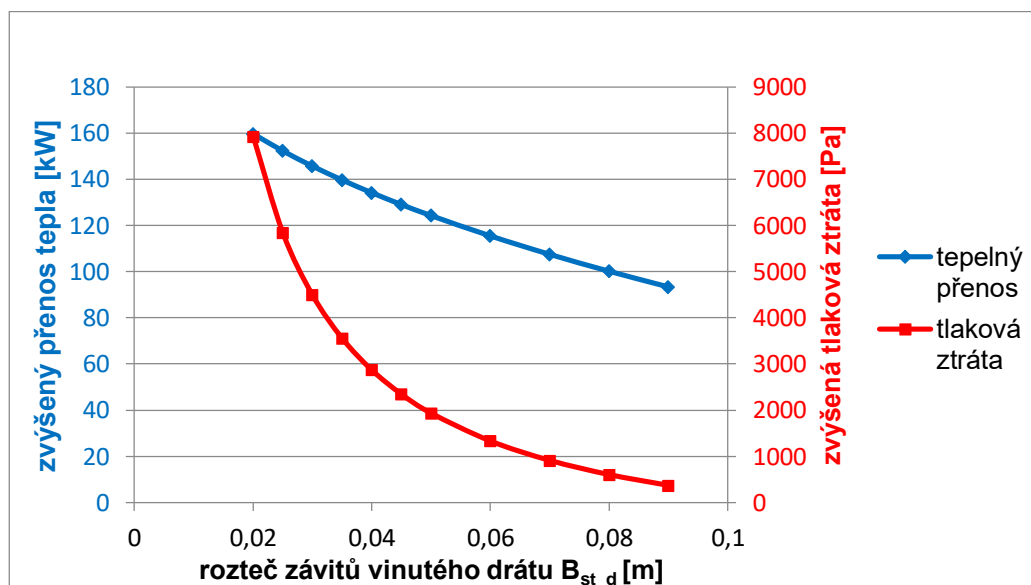
Koeficient přestupu tepla z tekutiny do stěny trubky	
$(\alpha_{tp})_{A_{stř}} = (\alpha_{tp})_{A_{stř}}^{pl_t} \cdot \left(1 + \frac{0,765}{y_{zk_p}}\right) \cdot \left(\frac{\pi}{\pi - 4 \cdot (t_{zk_p}/d_{in})}\right)^{0,8} \cdot \left(\frac{\pi + 2 - 2 \cdot (t_{zk_p}/d_{in})}{\pi - 4 \cdot (t_{zk_p}/d_{in})}\right)^{0,2}$	(7)
Zde je $(\alpha_{tp})_{A_{stř}}^{pl_t}$ – součinitel přestupu tepla v trubkovém prostoru vztažený k ploše $A_{stř}$ bez zavedeného turbulizátoru [W/m ² K]. Stanoven v HTRI Xchanger Suite 7	
Tlaková ztráta proudícího média	
$\Delta p_{turb} = 4 \cdot c_f \cdot \frac{L_{tot}}{d_{in}} \cdot \rho_{stř} \cdot \frac{v_{stř}^2}{2}$	(8)
$c_f = \left(\frac{0,0791}{Re_{tp}^{0,25}}\right) \cdot \left(1 + \frac{2,752}{y_{zk_p}^{1,29}}\right) \cdot \left(\frac{\pi}{\pi - 4 \cdot (t_{zk_p}/d_{in})}\right)^{1,75} \cdot \left(\frac{\pi + 2 - 2 \cdot (t_{zk_p}/d_{in})}{\pi - 4 \cdot (t_{zk_p}/d_{in})}\right)^{1,25}$	(9)
Zde je c_f – součinitel tlakové ztráty pro daný turbulizátor [-]	
L_{tot} – délka jednotlivých trubek ve výměníku [m]	
Re_{tp} – Reynoldsovo číslo proudění v trubkovém prostoru bez turbulizátoru [-]	

Obdobně jsou vztahy pro výpočet součinitele přestupu tepla a tlakové ztráty média proudícího v trubkovém prostoru se zavedeným šroubově vinutým kovovým drátem shrnuty v tabulce níže.

Tabulka 11 – Výpočet přestupu tepla a tlakové ztráty při zavedení vinutého drátu [37]

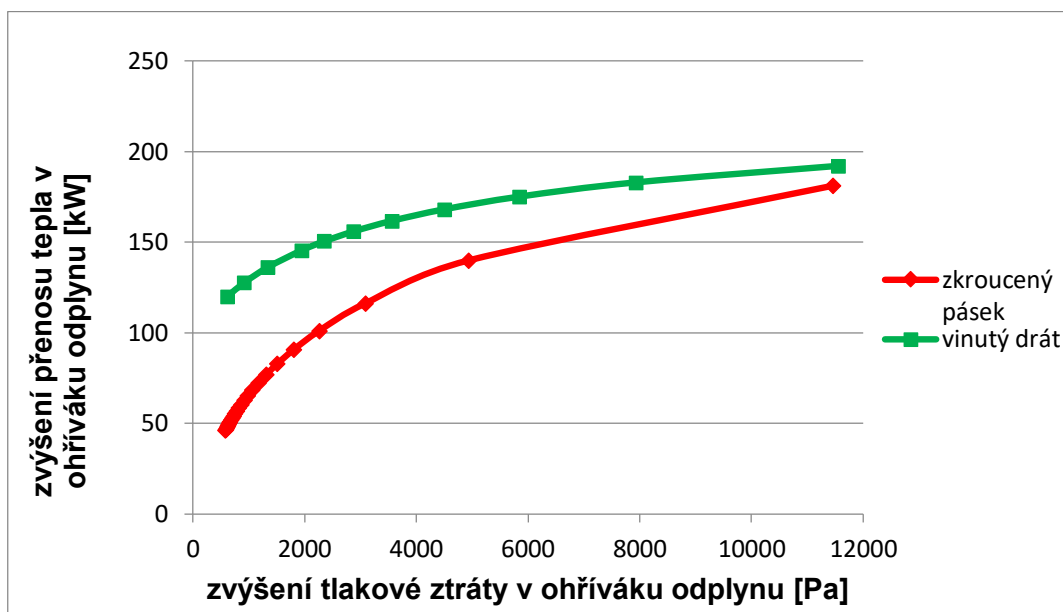
Koeficient přestupu tepla z tekutiny do stěny trubky	
$(\alpha_{tp})_{A_{stř}} = \frac{k_{odp}}{d_{in}} \cdot 0,132 \cdot Re_{tp}^{0,72} \cdot Pr_{tp}^{0,37} \cdot \left(\frac{B_{st_d}}{d_{in}}\right)^{-0,372}$	(10)
Zde je k_{odp} – tepelná vodivost tekutiny v trubkovém prostoru (odplynu) [W/mK]	
Pr_{tp} – Prandtlovo číslo tekutiny v trubkovém prostoru [-]	
Tlaková ztráta proudícího média	
$\Delta p_{turb} = 4 \cdot c_f \cdot \frac{L_{tot}}{d_{in}} \cdot \rho_{stř} \cdot \frac{v_{stř}^2}{2}$	(11)
$c_f = 9,35 \cdot \left(\frac{B_{st_d}}{t_{st_d}}\right)^{-1,16} \cdot Re_{tp}^{-0,217}$	(12)

V samostatné Příloze 3 této práce s názvem souboru „*Technologicko ekonomické vyhodnocení intenzifikačních prvků*“ jsou vztahy z tabulek 10 a 11 využity pro stanovení tepelné výměny (resp. zvýšení tepelné výměny) a tlakové ztráty v ohřívačů odplynu po zavedení konkrétní turbulizační vložky o proměnné geometrii. Jako příklad je na obrázku níže uveden výsledek takové analýzy pro šroubově vinutý kovový drát.



Obrázek 30 – Tepelně-hydraulický vliv konstrukce šroubově vinutého drátu na provoz ohřívačů odplynu

Díky takto získaným charakteristikám bylo možné vzájemně porovnat oba vybrané typy turbulizačních vložek na základě jejich tepelně-hydraulického vlivu na provoz ohřívačku odplynu. Z tohoto porovnání vyplývá, že pro intenzifikaci přenosu tepla v ohřívačku odplynu je vinutý kovový drát vhodnější volbou – viz obrázek níže.



Obrázek 31 – Tepelně-hydraulické porovnání vybraných typů turbulizátorů

5.2.2 Optimální parametry vybraného typu turbulizátoru

V této fázi návrhu, kdy byl vybrán šroubově vinutý drát jako vhodný typ turbulizační vložky, je třeba přistoupit ke stanovení jeho optimálních geometrických parametrů s ohledem na maximalizaci finančního výnosu této technologické úpravy ohřívačku odplynu.

Tento typ turbulizační vložky je charakterizován třemi geometrickými parametry:

- Vnější průměr závitů drátu – shodný s vnitřním průměrem trubky výměníku.
- Tloušťka drátu – má významný vliv na tlakovou ztrátu proudícího odplynu.
- Rozteč závitů drátu – má vliv na tlakovou ztrátu i tepelnou výměnu ve výměníku.

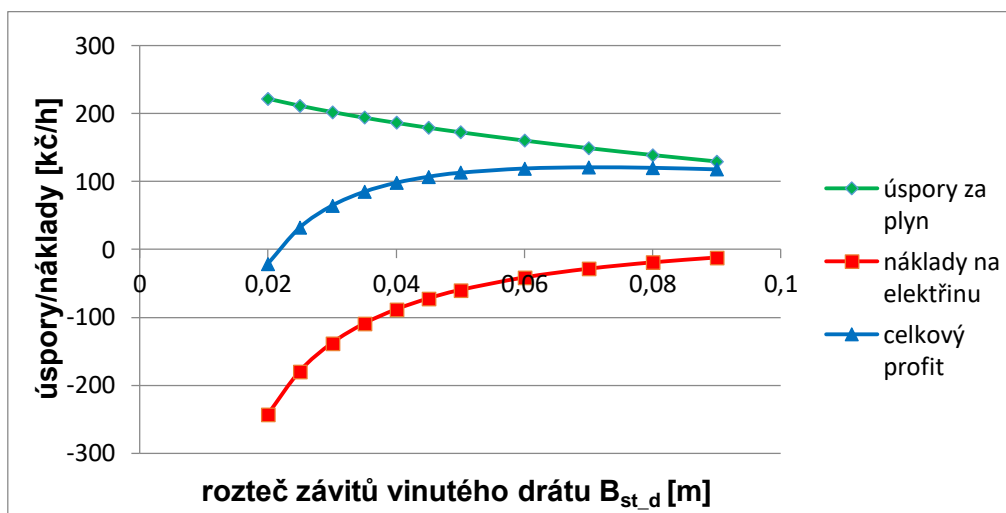
Vnitřní průměr trubek výměníku je 23,2 mm. Tím je dán i vnější průměr závitů stočeného drátu.

Dále je z důvodu vyšší robustnosti a odolnosti při mechanickém čištění tloušťka drátu zvolena 2 mm.

Rozteč závitů drátu je stanovena na základě ekonomické analýzy – viz již zmíněná samostatná Příloha 3 s názvem souboru „*Technologicko-ekonomické vyhodnocení intenzifikačních prvků*“.

Na obrázku 30 je patrné, že s klesající roztečí závitů drátu vzrůstá jak hodnota přeneseného tepla do procesního odplynu (tedy dochází k úspoře paliva), tak hodnota tlakové ztráty v proudu odplynu (tedy i náklady spojené se zvýšenou spotřebou elektřiny na provoz ventilátoru odplynu). Jedná se tedy o obdobný případ jako v kapitole 5.1 a pro výpočet zvýšené elektrické spotřeby je využit vztah (5).

Výsledek provedené analýzy je ilustrován na obrázku 32. Optimální hodnota rozteče závitů je zde taková, při které je dosaženo maximálního finančního profitu, který je vyčíslen jako rozdíl mezi úsporou paliva a nákladem na zvýšenou spotřebu elektrické energie na provoz ventilátoru. Z ilustrace níže vyplývá, že maximálního profitu je dosaženo při aplikaci stočeného drátu o rozteči závitů 0,07 m, resp. 7 cm. Při zavedení tohoto turbulizátoru dojde k úspoře paliva 15 kg/h a spotřeba elektrické energie vzroste o 7 052 W (viz výše zmíněný příložený soubor).



Obrázek 32 - Analýza vlivu rozteče závitů šroubově vinutého drátu na finanční profit

5.2.3 Zhodnocení procesu se zavedením turbulizátoru

Jako vhodný turbulizátor pro intenzifikaci přenosu tepla v trubkovém prostoru ohříváku odplynu byl vybrán šroubově vinutý kovový drát – viz kapitola 5.2.1.

Geometrické parametry turbulizátoru jsou shrnuty v kapitole 5.2.2.

Porovnání stávajícího a optimalizovaného procesu z hlediska účinnosti využití tepelné energie ze spalin, spotřeby paliva a tlakové ztráty je shrnuto v tabulce níže.

Tabulka 12 - Porovnání modifikovaného procesu se zavedením turbulizátoru do ohříváku odplynu se stávajícím procesem

	Stávající proces	Modifikovaný proces
Tepelná účinnost využití spalin	78,6 %	82,1 %
Ztrátový tepelný tok ve spalinách	1,3 MW	1,075 MW
Spotřeba zemního plynu	130 kg/h	115 kg/h
Tlaková ztráta v ohříváku odplynu	4 000 Pa	4 920 Pa

Výsledky zobrazené v tabulce 12 byly využity pro provedení ekonomické analýzy navržené úpravy procesu, jejíž výsledky jsou uvedeny níže v tabulce 13.

Tabulka 13 – Ekonomické zhodnocení úpravy procesu formou zavedení turbulizátoru do ohříváku odplynu

Úspora paliva	15 kg/h
Finanční úspora spojená s úsporou paliva*	149,67 Kč/h
Vzrůst příkonu ventilátoru odplynu	7 052 W
Náklady spojené se zvýšenou spotřebou elektřiny*	28,21 Kč/h
Produkce přehřáté středotlaké páry (MP)	zachována
Produkce syté vysokotlaké páry (PW)	zachována
Hodinový provozní finanční profit	121,46 Kč/h
Roční provozní finanční profit**	971 680 Kč/rok
Investiční náklady na realizaci úprav***	171 728 Kč
Návratnost investice	0,18 roku

* Cena zemního plynu i elektřiny byla poskytnuta provozovatelem. Cena zemního plynu je $8 \text{ Kč/Nm}^3 \approx 11,55 \text{ Kč/kg}$. Cena elektřiny je 4 Kč/kWh .

** Roční provozní doba je stanovena provozovatelem na 8000 h.

*** Odhad výše investice na realizaci turbulizátorů je poskytnut vedoucím této práce doc. Ing. Zdeňkem Jeglou, Ph.D.

Z výše provedených výpočtů vyplývá, že zavedením navrženého turbulizátoru do trubkového prostoru stávajícího ohříváku odplynu je dosaženo významné finanční úspory (téměř 1 milion korun ročně) a to s minimálními investičními náklady.

6. Modifikace procesu výměnou ohříváku odplynu

V předchozí kapitole 5 byla navržena úprava analyzovaného procesu s důrazem na snížení spotřeby paliva spalovaného v peci formou intenzifikace ohřevu odplynu ve stávajícím trubkovém ohříváku. Zvýšení ohřevu odplynu se dá docílit také výměnou trubkového ohříváku za nové a účinnější zařízení.

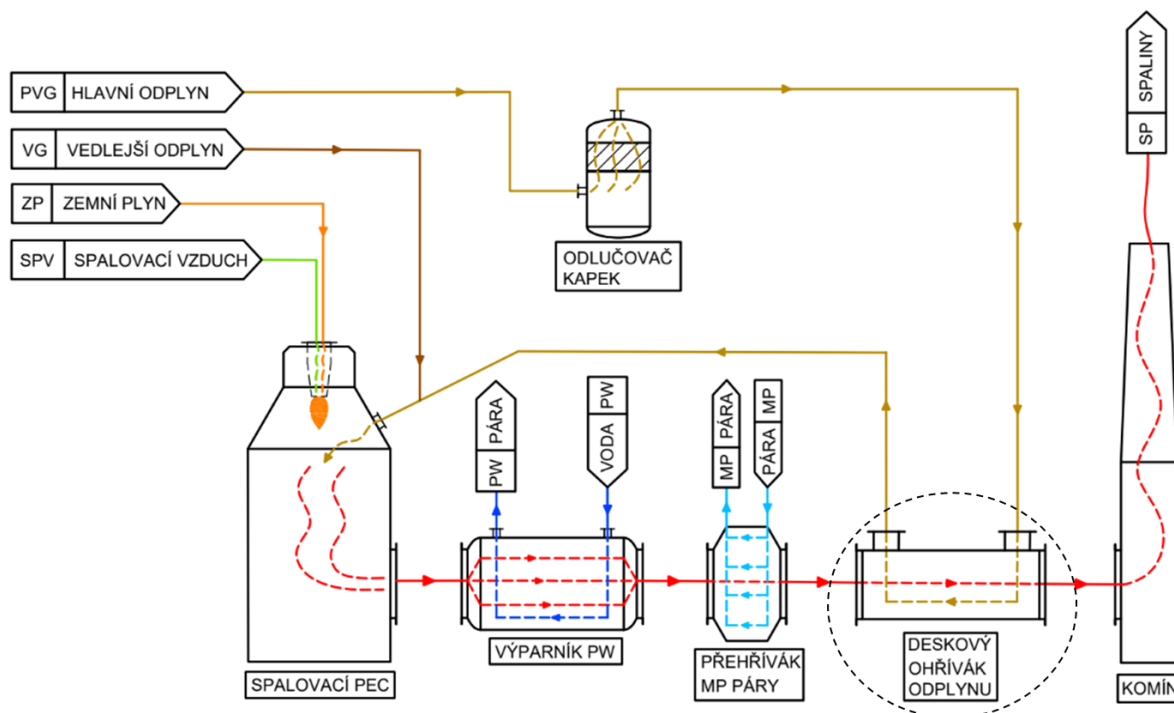
V kapitole 3 jsou uvedeny vhodné typy výměníků pro přenos tepla mezi plyny, které jsou tak vhodné pro aplikaci ve zkoumaném provozu. Stávající výměník lze nahradit novým výměníkem stejného typu, konkrétně trubkovým výměníkem s pláštěm bez přepážek (viz kapitola 3.1). Jedná se ale o poměrně robustní zařízení a na trhu se nabízejí i jiné kompaktnější a účinnější typy (viz kapitoly 3.2 a 3.3).

Tato kapitola se zabývá výměnou stávajícího trubkového ohříváku odplynu za deskový rekuperační výměník s hladkými deskami a v další části za regenerační výměník s pevným ložem a zhodnocením takových investic.

6.1 Zavedení deskového rekuperačního výměníku s hladkými deskami

Při výměně stávajícího trubkového ohříváku za účinnější deskový výměník lze očekávat zvýšení přenosu tepla ze spalín do proudu hlavního odplynu PVG a tím snížení spotřeby paliva. Dále je pravděpodobné, že kompaktnější deskový výměník bude mít oproti trubkovému ekvivalentu nižší hmotnost, což je spojeno s nižšími investičními náklady oproti pořízení nového trubkového výměníku.

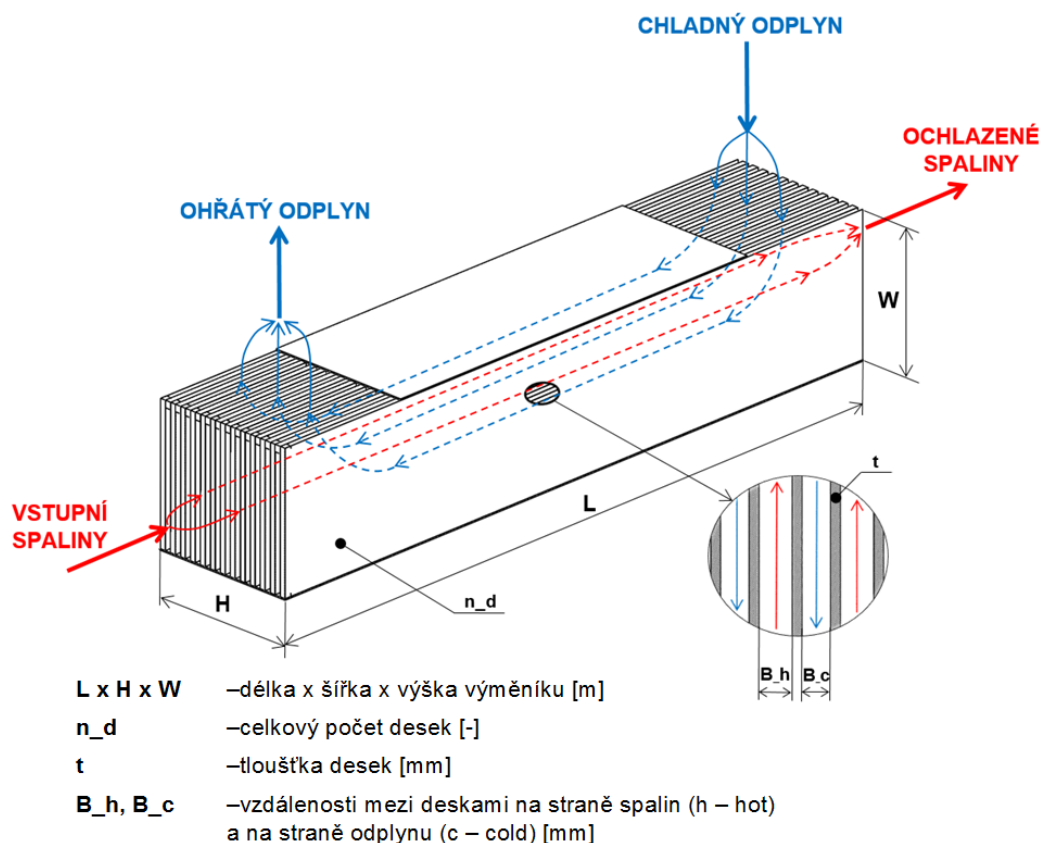
Tato navržená úprava je ilustrována na obrázku níže.



Obrázek 33 - Schéma modifikace procesu zahrnující výměnu trubkového ohříváku odplynu za deskový výměník

6.1.1 Výpočetní návrh deskového výměníku s hladkými deskami

Pro maximalizaci přenosu tepla v navrhovaném deskovém výměníku je toto zařízení navrhováno v protiproudém provedení, čímž se současně zohledňuje i ta skutečnost, že stávající trubkový ohřívák odplynu je konstruován jako U-modul, což znamená, že je odplyn přiváděn i odváděn z výměníku z horní strany (viz obrázek 3). Tím, že je deskový výměník koncipován stejným způsobem, jsou tedy současně minimalizovány potenciální doprovodné náklady spojené s případnou změnou vedení potrubní trasy proudu PVG přiváděného a odváděného z deskového výměníku. Schéma navrhovaného deskového výměníku se všemi významnými rozměrovými parametry je uvedeno na obrázku níže.



Obrázek 34 – Schéma protiproudého deskového výměníku se základními rozměrovými parametry

Ze schématu výměníku je zřejmé, že pro základní stanovení jeho geometrie je třeba určit šest nezávislých geometrických parametrů – základní rozměry výměníku (L , H , W), tloušťku stěny desek (t) a vzdálenosti mezi deskami na straně proudění spalin resp. procesního odplynu (B_h , B_c). Počet desek (n_d) je závislý parametr.

Pro snížení počtu nezávislých proměnných a tím zjednodušení výpočtu optimální geometrie výměníku jsou zavedeny následující konstrukční předpoklady:

- $H \approx W$ – ve směru toku médií je výměník přibližně čtvercového průřezu.
- Okrajovými kanály proudí chladné médium (odplyn) – redukce tepelných ztrát.
- $B_c = f(B_h)$ – pro snížení tlakových ztrát (viz samostatná Příloha 4 této práce - „Závislost šířek kanálků horké a chladné strany deskového výměníku“).
- $t = 2 \text{ mm}$ – dostatečná tloušťka desek pro zajištění dlouhé životnosti zařízení.

Tímto se počet nezávislých geometrických parametrů snižuje ze šesti na tři, tedy na šířku desek (W), vzdálenost mezi deskami na straně spalín (B_h) a délku výměníku (L).

Dále je odhadnuta výstupní teplota ohřátého odplynů ke stanovení výstupní teploty spalín a výkonu navrhovaného výměníku. Za tímto účelem byla provedena bilanční simulace, viz samostatná Příloha 5 této práce s názvem souboru „Zavedení deskového ohříváku PVG - bilance“, ze které jsou získány i fyzikální vlastnosti proudů. Díky stanovenému tepelnému výkonu výměníku lze pomocí nezávislých proměnných B_h a W dopočítat příslušnou délku výměníku L jako funkci potřebné teplosměnné plochy A . Pro výpočet teplosměnné plochy nutné k navržené tepelné výměně je využita rovnice přenosu tepla ve výměníku v protiproudém uspořádání:

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \Delta T_{LM} \rightarrow A = \frac{\dot{Q}}{U \cdot \Delta T_{LM}} \quad (13)$$

V této rovnici je \dot{Q} – tepelný tok (výkon) výměníku tepla [W]

U – součinitel prostupu tepla [W/m^2K]

A – velikost teplosměnné plochy [m^2]

ΔT_{LM} – střední logaritmický teplotní spád mezi pracovními látkami [$^{\circ}C$]

Tepelný tok \dot{Q} a střední logaritmický teplotní spád ΔT_{LM} jsou stanoveny pomocí softwaru ChemCad 7 ve výše zmíněné Příloze 5 této práce. Součinitel prostupu tepla při zanedbání vedení tepla stěnou je dán dle následujícího vztahu:

$$U = \left(\frac{1}{\alpha_c} + \frac{1}{\alpha_h} \right)^{-1} \quad (14)$$

Přičemž $\alpha_{c(h)}$ je součinitel přestupu tepla na straně odplynů (c) resp. spalín (h)

Tlaková ztráta u tohoto typu výměníku se počítá dle následujícího vztahu [38]:

$$\Delta p_{c(h)} = f_{c(h)} \cdot \frac{L}{2 \cdot B_{-c(h)}} \cdot \rho_{c(h)} \cdot \frac{v_{c(h)}^2}{2} \quad (15)$$

V němž $f_{c(h)}$ – třecí součinitel na straně odplynů (resp. spalín) pro deskový výměník s hladkými deskami [-]

Navržený výměník musí dále vedle dosažení odpovídajícího tepelného výkonu splňovat další stanovené geometrické a provozní podmínky:

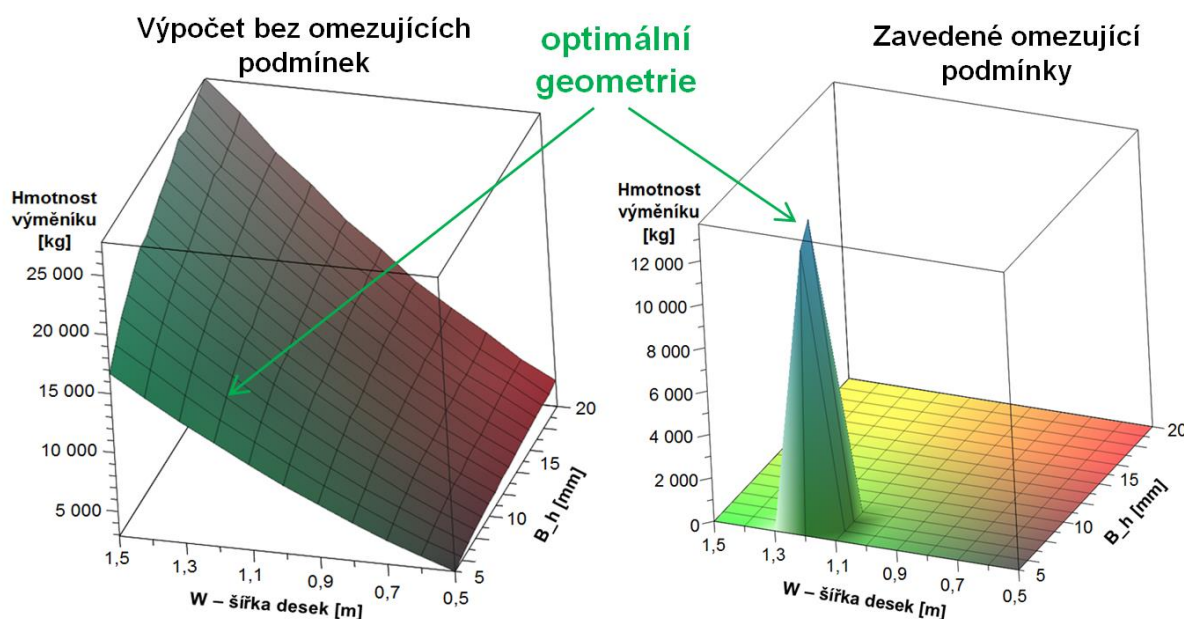
- Součet tlakové ztráty proudícího odplynů a spalín musí být menší než 3 kPa (navrhovaný výměník by měl mít stejnou nebo nižší tlakovou ztrátu, než stávající ohřívák).
- Délka výměníku je maximálně 5 metrů (stejná délka jako u stávajícího trubkového výměníku – viz tabulka 2).
- Výměník musí být podlouhlého tvaru, aby bylo dosaženo protiproudého uspořádání $\rightarrow L/W > 3$.

Tímto tedy zůstávají pouze dva nezávislé geometrické parametry výměníku – B_h a W – pomocí kterých lze zbývající geometrické parametry dopočítat a tím určit i přibližnou hmotnost výměníku (jako předběžnou indikaci velikosti investičních nákladů na výměník).

6.1.2 Optimální geometrie deskového výměníku a procesní parametry jeho provozu

Výpočet rozměrů a hmotnosti zařízení pro jednotlivé kombinace parametrů B_h a W spolu se zavedenými okrajovými provozními podmínkami je proveden v softwaru Maple 2018 a tvoří samostatnou Přílohu 6 této práce s názvem souboru „Rozměrový návrh deskového ohřívačku odplynu“. Při výpočtu bylo zjištěno, že maximální dosažitelná teplota předehřevu odplynu při splnění všech zmíněných omezujících podmínek, je 390 °C.

Na obrázku níže jsou graficky znázorněny výsledky výpočtu hmotnosti výměníku pro různé kombinace parametrů B_h a W a následný výběr optimální geometrie.



Obrázek 35 – Stanovení optimálních geometrie deskového ohřívačku odplynu

Z obrázku výše je patrné, že pro požadovanou výstupní teplotu odplynu existují pouze 2 kombinace parametrů B_h a W , které splňují všechny omezující podmínky. Z těchto dvou kombinací je vybrána ta, která má vyšší hodnotu parametru B_h , tedy má širší kanály pro průtok médií a je tak snazší navrhované zařízení čistit. Vypočítané konstrukční a procesní parametry navrženého deskového ohřívačku odplynu jsou shrnuty v tabulce 14.

Tabulka 14 – Základní konstrukční a procesní parametry deskového ohříváku odplynu

Konstrukční parametry

Hmotnost desek ~ hmotnost výměníku [kg]*	13 696
Délka x šířka x výška výměníku [m]	5 x 1,2 x 1,2
Počet desek [-]	142
Tloušťka desek [mm]	2
Vzdálenost mezi deskami na straně spalin / odplynu [mm]	7 / 6

Procesní parametry

Tepelný výkon výměníku [kW]	2 024,6
Velikost teplosměnné plochy [m ²]	840
Overdesign [%]**	20
Vstupní/výstupní teplota spalin [°C]	461 / 208
Vstupní/výstupní teplota odplynu [°C]	73 / 390
Průtok spalin / odplynu [kg/s]	6,35 / 5,04
Střední rychlost proudění spalin / odplynu [m/s]***	20,1 / 15,3
Tlaková ztráta na straně spalin / odplynu [kPa]	1,49 / 1,22

* jako konstrukční materiál je uvažována nerezová ocel DIN 1.4307

** overdesign je návrhové zvýšení plochy výměníku z důvodu zahrnutí vlivu zanášení teplosměnných ploch, nerovnoměrné distribuce proudících médií atd.

*** střední rychlost proudění je počítána ve vztahu ke střední hustotě daného proudícího média. Střední hustota je definována v tabulce 6.

6.1.3 Zhodnocení navrhované úpravy procesu zavedením deskového ohříváku odplynu

Z výsledků provedeného návrhu deskového výměníku s hladkými deskami (viz tabulka 14) je zřejmé, že takovou náhradou bude dosaženo intenzivnějšího ohřevu odplynu PVG a to přibližně o 12,5 %, čímž klesne spotřeba paliva (zemního plynu). Tlaková ztráta proudících médií (spalin a odplynu) v deskovém výměníku přitom nepřesáhne tlakovou ztrátu ve stávajícím trubkovém výměníku.

Porovnání stávajícího a upraveného procesu z hlediska spotřeby paliva, účinnosti využití tepelné energie ze spalín a jejich ztrátového tepelného toku je shrnuto v tabulce níže.

Tabulka 15 - Porovnání modifikovaného procesu se zavedením deskového ohříváku odplynu se stávajícím procesem

	Stávající proces	Modifikovaný proces
Tepelná účinnost využití spalín	78,6 %	82,3 %
Ztrátový tepelný tok ve spalínách	1,3 MW	1,06 MW
Spotřeba zemního plynu	130 kg/h	110 kg/h

Toto porovnání stávajícího a upraveného procesu bylo využito k provedení ekonomické analýzy navržené úpravy shrnuté v tabulce níže.

Tabulka 16 – Ekonomické zhodnocení modifikace procesu formou zavedení deskového ohříváku odplynu

Úspora paliva	20 kg/h
Finanční úspora spojená s úsporou paliva*	231 Kč/h
Vzrůst provozních nákladů	žádný
Produkce přehřáté středotlaké páry (MP)	zachována
Produkce syté vysokotlaké páry (PW)	zachována
Hodinový provozní finanční profit	231 Kč/h
Roční provozní finanční profit**	1 848 109 Kč/rok
Investiční náklady na realizaci úprav***	4 573 719 Kč
Návratnost projektu	2,47 roku

* Cena zemního plynu je stanovena provozovatelem na $8 \text{ Kč/Nm}^3 \pm 11,55 \text{ Kč/kg}$.

** Roční provozní doba je stanovena provozovatelem na 8000 h.

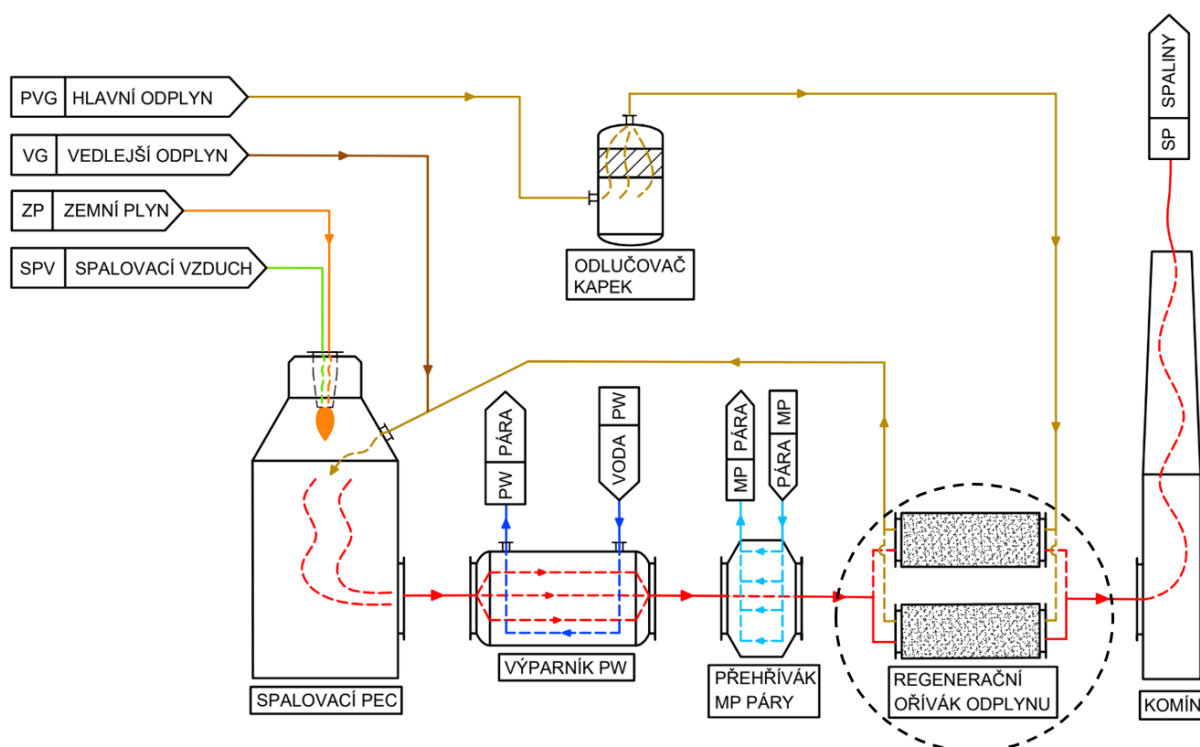
*** Odhad investice je poskytnut vedoucím této práce doc. Ing. Zdeňkem Jeglou, Ph.D.

Výsledky ekonomické analýzy ukazují, že výměna stávajícího trubkového ohříváku odplynu za účinnější deskový výměník je investice s poměrně dobrou návratností a významným finančním profitem. Dále je dosaženo značné úspory paliva – přibližně 15,4 %. Navržený deskový výměník je také výrazně lehčí, než stávající trubkový výměník a to přibližně o 70 % (pro srovnání viz tabulky 2 a 14). Z toho lze usoudit, že deskový výměník je oproti trubkovému výměníku výrazně levnější náhrada.

6.2 Zavedení regeneračního výměníku s pevným ložem

V předchozí kapitole 6.1 byl proveden návrh náhrady stávajícího rekuperačního trubkového ohříváku odplynu za kompaktnější a účinnější rekuperační deskový výměník s hladkými deskami. V této kapitole je proveden návrh výměny stávajícího trubkového výměníku za regenerační výměník s pevným ložem, o němž blíže pojednává kapitola 3.3, a který se jeví v případě výměny stávajícího ohříváku odplynu jako vhodná náhrada pro přenos tepla typu plyn-plyn díky jeho kompaktní konstrukci, velké teplosměnné ploše, nízké citlivosti k zanášení a vysoké tepelné účinnosti, která běžně dosahuje 90 %.

Tato navržená úprava stávající jednotky „waste-to-energy“ je formou schématu uvedena na obrázku níže.



Obrázek 36 - Schéma modifikace stávajícího procesu zahrnující výměnu trubkového ohříváku odplynu za regenerační výměník s pevným ložem

6.2.1 Konstrukční a procesní parametry regeneračního výměníku

Návrh regeneračního výměníku je ve více směrech obtížnější, než je návrh rekuperačního výměníku, kde lze výměnu tepla řešit jako stacionární děj, tedy kde vstupní i výstupní teploty ohřívané i ochlazované pracovní látky jsou v čase stálé. V případě výměny tepla v regeneračním výměníku s pevným ložem ale pracovní látky střídavě proudí přes pevná lože, která teplo vstřebávají (v případě proudění horké pracovní látky) nebo uvolňují (v případě proudění chladné pracovní látky). Během tohoto procesu akumulace či uvolňování tepla z regeneračních loží dochází k postupné změně jejich teploty, což ovlivňuje výstupní teploty pracovních médií.

Jinými slovy, na počátku pracovního cyklu, kdy proud chladné látky začíná proudit přes „nabitě“ regenerační lože (tedy relativně horké), se chladný proud ohřívá na vysokou teplotu. Postupem času regenerační lože v důsledku uvolňování tepla chladne, čímž výstupní teplota ohřívané chladné látky postupně klesá. V případě proudění horké pracovní látky přes regenerační lože je princip přesně opačný. To znamená, že výměna tepla v regeneračním výměníku je nestacionární děj, při kterém kolísají výstupní teploty pracovních médií v průběhu pracovního cyklu výměníku.

Samotný předběžný návrh regeneračního výměníku s pevným ložem pro předeřev odplynů PVG zkoumané jednotky „waste-to-energy“ byl proveden na Ústavu procesního inženýrství VUT s využitím speciálního zde vyvíjeného softwaru. Regenerační výměník se skládá ze dvou regeneračních loží válcového uspořádání tvořených sypanými keramickými kuličkami. Základní konstrukční a procesní parametry tohoto výměníku jsou shrnuty níže v tabulce 17. Materiálovo-energetická bilance provozu s navrhovaným regeneračním výměníkem je přiložena v samostatné Příloze 7 s názvem souboru „Zavedení regeneračního ohříváku PVG - bilance“.

Tabulka 17 - Základní konstrukční a procesní parametry regeneračního ohříváku odplynů

Konstrukční parametry

Počet regeneračních loží [-]	2
Průměr a výška sypané regenerační náplně [m]	Ø2,2 x 1,5
Hmotnost regeneračního lože [kg]	13 401
Charakteristika sypané náplně – keramické kuličky o průměru 20 mm	

Procesní parametry

Tepelný výkon výměníku [kW]	2 208
Návrhová účinnost výměníku [%]	90
Velikost teplosměnné plochy každého lože [m ²]	1 012,67
Průměrná vstupní/výstupní teplota spalin [°C]	454 / 171,3
Průměrná vstupní/výstupní teplota odplynů [°C]	73 / 417,4
Průtok spalin / odplynů [kg/s]	6,21 / 5,04
Tlaková ztráta na straně spalin / odplynů [kPa]	4,9 / 3,5

6.2.2 Zhodnocení navrhované úpravy procesu zavedením regeneračního ohříváku odplynu

Porovnání stávajícího a upraveného procesu z hlediska spotřeby paliva, účinnosti využití tepelné energie ze spalin a jejich ztrátového tepelného toku je shrnuto níže v tabulce 18. Odtud vyplývá, že výměnou stávajícího trubkového ohříváku odplynu za regenerační výměník je dosaženo významného zlepšení využití tepelné energie ve spalinách, s čímž je spojena také značná úspora zemního plynu, který je spalován ve spalovací peci.

Tabulka 18 - Porovnání modifikovaného procesu se zavedením regeneračního ohříváku odplynu se stávajícím procesem

	Stávající proces	Modifikovaný proces
Tepelná účinnost využití spalin	78,6 %	87,0 %
Ztrátový tepelný tok ve spalinách	1,3 MW	0,76 MW
Spotřeba zemního plynu	130 kg/h	87 kg/h

Z porovnání provozních parametrů stávajícího trubkového ohříváku odplynu (viz tabulka 2) a navrhovaného regeneračního výměníku (viz tabulka 17) vyplývá, že navrženou technologickou úpravou vzroste celková tlaková ztráta ve výměníku (tedy ztráta daná součtem tlakových ztrát ve spalinách a odplynu), kdy ve stávajícím trubkovém ohříváku činí tato tlaková ztráta 5 kPa (1+4), zatímco v navrženém regeneračním ohříváku 8,4 kPa (4,9+3,5). Tento nárůst tlakové ztráty spojený s ohřevem odplynu se může projevit například zvýšenými provozními náklady průmyslových ventilátorů, resp. jejich zvýšenou spotřebou elektrické energie. Tento vzniklý provozní náklad je vyhodnocen stejným způsobem, jako v kapitole 5.1.

Další náklady, které je nutno vzít v úvahu, jsou spojené s provozem a údržbou ventilů, které v regeneračním ohříváku slouží k převádění toku proudu odplynu a spalin střídavě přes obě regenerační lože (tedy k přepínání mezi jednotlivými provozními cykly).

Výše zmíněné úspory a náklady spojené s navrženou rekonstrukcí zkoumaného procesu formou výměny stávajícího ohříváku odplynu byly zhodnoceny formou ekonomické analýzy, jejíž shrnutí je uvedeno v tabulce 19. Odtud vyplývá, že navržená úprava stávající linky „waste-to-energy“ formou zavedení regeneračního ohříváku odplynu je projekt s relativně dlouhou dobou návratnosti 2,73 roku. Zároveň se ale jedná o výnosnou investici s ročním výnosem 2 369 840 korun.

Z hlediska životního prostředí je zavedením regeneračního ohříváku odplynu dosaženo významné úspory paliva (přibližně 33 %) a tedy i redukce emisí CO₂, což v dnešní době spojené se zpřísňováním emisních limitů může být pro provozovatele výrobního závodu, jakožto potenciálního investora, další podstatný aspekt.

Tabulka 19 - Ekonomické zhodnocení modifikace procesu formou zavedení regeneračního ohříváku odplynu

Úspora paliva	43 kg/h
Finanční úspora spojená s úsporou paliva*	496,68 Kč/h
Náklady spojené se zvýšenou spotřebou elektřiny *	102,08 Kč/h
Náklady spojené s provozem a údržbou výměníku **	98,37 Kč/h
Produkce přehřáté středotlaké páry (MP)	zachována
Produkce syté vysokotlaké páry (PW)	zachována
Hodinový provozní finanční profit	296,23 Kč/h
Roční provozní finanční profit ***	2 369 840 Kč/rok
Investiční náklady na realizaci úprav **	6 463 200 Kč
Návratnost projektu	2,73 roku

* Cena zemního plynu i elektřiny byla poskytnuta provozovatelem. Cena zemního plynu je $8 \text{ Kč/Nm}^3 \approx 11,55 \text{ Kč/kg}$. Cena elektřiny je 4 Kč/kWh .

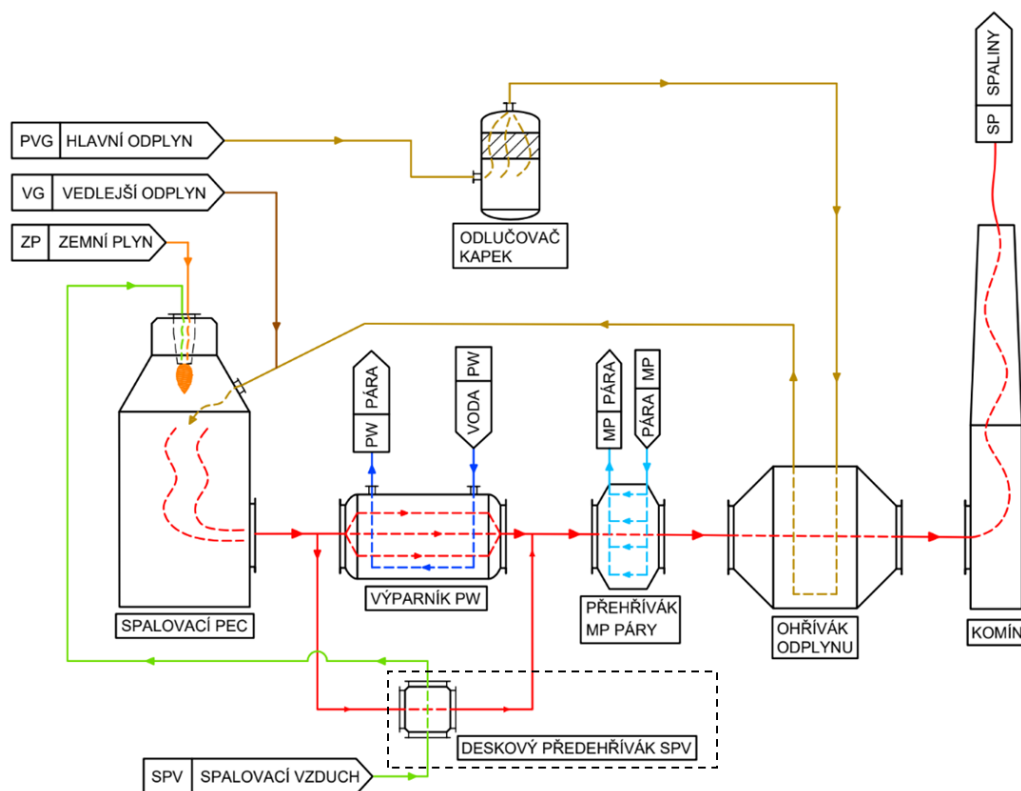
** Odhad výše investice a provozních nákladů je poskytnut vedoucím této práce doc. Ing. Zdeňkem Jeglou, Ph.D.

*** Roční provozní doba je stanovena provozovatelem na 8000 h.

7. Integrované řešení procesu se zavedením předehřevu spalovacího vzduchu

Předehřev spalovacího vzduchu je osvědčený a často využívaný postup pro zvyšování tepelné účinnosti parních kotlů, procesních pecí, plynových turbín a jiných energetických zařízení. Při jeho zavedení je nejčastěji využíváno odpadní teplo ze spalin, které jsou v daném zařízení produkovány. K tepelné výměně mezi spalinami a spalovacím vzduchem (tedy k jeho předehřevu) dochází ve výměníku tepla obvykle zařazeného na konci trasy proudění spalin, které již byly v předřazených výměnících využity k produkci páry, ohřevu procesních proudů apod. Tímto způsobem lze využívat nízko potenciální teplo z již relativně chladného proudu spalin, které by bylo jinak zmařeno.

Tato kapitola se zabývá integrovaným řešením stávajícího procesu termické likvidace průmyslových odplynů v procesní peci (viz obrázek 3) ve formě zavedení předehřevu spalovacího vzduchu (viz obrázek 37). Oproti výše popsanému provedení je ale rekuperační předehřívák spalovacího vzduchu umístěn do proudu nezchlazených spalin jako paralelní výměník ke generátoru syté vysokotlaké páry (výparníku PW) v bypassovém proudu spalin. Při využití nezchlazených spalin lze předpokládat, že pro předehřev spalovacího vzduchu bude postačovat malý výměník tepla, což je indikací nízkých investičních nákladů na pořízení výměníku. Dále klesne spotřeba paliva, čímž vzroste provozní úspora, ale zároveň dojde k poklesu produkce syté páry, čímž klesnou i provozní výnosy. Jako vhodný typ výměníku tepla pro předehřev spalovacího vzduchu byl vybrán deskový výměník s hladkými deskami v křížovém jednochodém provedení (deskový předehřívák SPV). Díky této jednoduché koncepci výměníku jsou minimalizovány potenciální náklady spojené vedením potrubních tras.



Obrázek 37 - Schéma úpravy procesu zahrnující zavedení předehřevu spalovacího vzduchu

7.1 Procesní parametry provozu s předehřívákem spalovacího vzduchu

Cílem navržené modifikace stávající jednotky „waste-to-energy“, která je předmětem této kapitoly – viz obrázek 37 – je formou zavedení deskového předehříváku spalovacího vzduchu paralelně řazeného k výparníku PW snížit spotřebu paliva spalovaného v procesní peci. Jak už bylo řečeno, v důsledku toho poklesne produkce syté páry ve výparníku PW, která slouží ale pouze jako doplňkový zdroj závodní teplárny a může být snadno ve výrobním procesu průmyslového závodu nahrazena. Důležitou podmínkou navržené úpravy procesu je ale zachování stávající produkce přehřáté středotlaké páry (generované v přehříváku MP páry) využívané k produkci více ceněné elektrické energie.

Bilanční simulace takto upraveného procesu je přiložena v samostatné Příloze 8 této práce s názvem souboru „Zavedení předehřevu spalovacího vzduchu – bilance“. Zvolená teplota předehřevu spalovacího vzduchu je 300 °C a pro stanovení tepelné výměny v trubkových výměnících vyskytujících se ve stávajícím procesu (tedy výparníku PW, přehříváku MP páry a ohříváku odplynu) je využit software *HTRI Xchanger Suite 7*. Z výše zmíněné bilanční simulace jsou extrahovány vybrané procesní parametry jednotlivých výměníků tepla, které jsou shrnuty v tabulce níže.

Tabulka 20 - Procesní parametry výměníků v procesu s integrovaným předehřevem spalovacího vzduchu

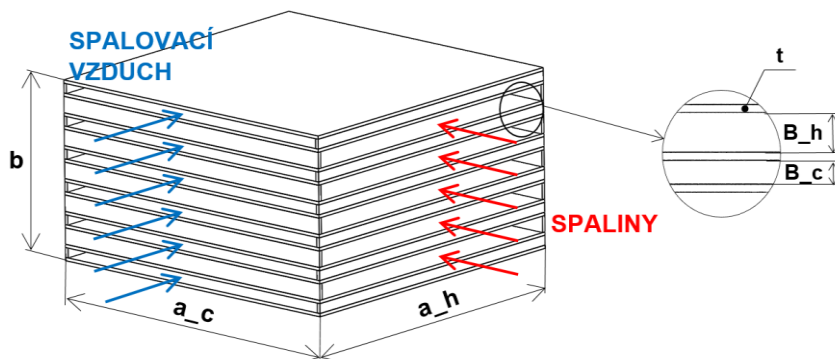
Výměník	Horká strana			Chladná strana			Tepelný výkon [MW]
	Pracovní látka	Průtok [kg/s]	T _{vstup-výstup} [°C]	Pracovní látka	Průtok [kg/s]	T _{vstup-výstup} [°C]	
Výparník PW	Spaliny	5,600	800 - 603	PW voda-pára	0,641	100 - 211	1,52
Deskový předehřívák SPV	Spaliny	0,778	800 - 643	Spalovací vzduch	0,645	45 - 300	0,17
Přehřívák MP páry	Spaliny	6,378	608 - 459	MP pára	3,611	201 - 347,5	1,26
Ohřívák odplynu	Spaliny	6,378	459 - 234	PVG odplyn	5,044	73 - 365	1,81

Z porovnání získaných provozních parametrů modifikovaného procesu (viz tab. 20) s parametry stávajícího procesu (viz tabulka 2) je zřejmé, že předehřevem spalovacího vzduchu v bypassovém proudu části spalin (přibližně 12,2 % celkového proudu spalin) okolo výparníku PW lze předehřívát spalovací vzduch na požadovanou teplotu (300 °C) a zároveň zachovat stávající produkci středotlaké přehřáté páry a předehřev procesního odplynu. Zároveň ale klesla produkce syté páry, a to přibližně o 10,9 %.

7.2 Výpočetní návrh deskového výměníku s hladkými deskami pro předeřev spalovacího vzduchu

V předchozí části práce je stanoven tepelný výkon navrhovaného deskového výměníku (viz tabulka 20), průtoky pracovních látek (spaliny a spalovací vzduch) a jejich teploty. Fyzikální parametry pracovních látek (tedy spalovacího vzduchu a spalin) jsou získány z již zmíněné samostatné Přílohy 8.

Nyní lze přistoupit k návrhu samotného předeřiváku spalovacího vzduchu. Schéma zvoleného typu výměníku, tedy deskového výměníku s hladkými deskami v křížovém jednochodém uspořádání, je uvedeno na obrázku níže.

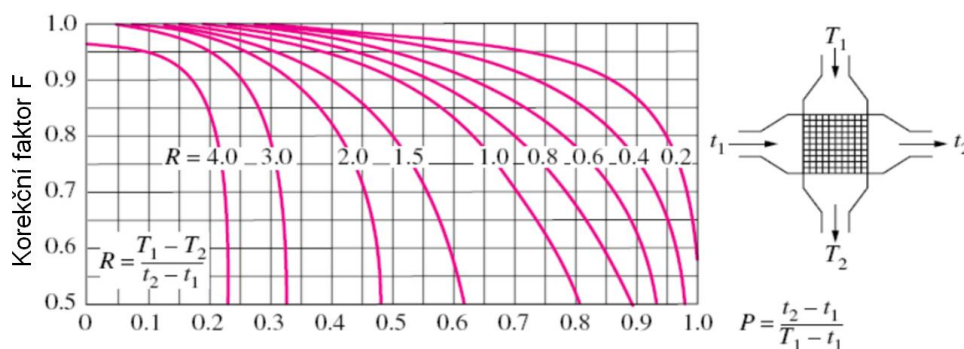


Obrázek 38 - Schéma deskového výměníku s hladkými deskami v křížovém uspořádání

Jelikož se jedná o podobný typ výměníku, jaký byl navrhován v kapitole 6.1, vychází jeho výpočetní návrh ze vztahů (14) a (15), které jsou v dané kapitole uvedeny. Pro zjednodušení výpočetního návrhu byly zvoleny následující konstrukční předpoklady:

- $a_h = a_c$ – výměník je tedy konstruován ze čtvercových ocelových desek.
- $t = 2 \text{ mm}$ – dostatečná tloušťka desek pro zajištění dlouhé životnosti zařízení.
- $B_c = 6 \text{ mm}$ – dostatečná šířka kanálků pro proudící spalovací vzduch, kde není nutné intenzivní čištění teplosměnných ploch.
- $B_h = 10 \text{ mm}$ – šířka kanálků na straně spalin je zvolena vyšší, než na straně vzduchu, z důvodu usnadnění čištění teplosměnných ploch.

Dále zatímco výměník tepla navrhovaný v kapitole 6.1 byl koncipován v protiproudém uspořádání a nebylo tak nutné provádět korekci teplotního rozdílu mezi pracovními látkami, v tomto případě je nutné danou korekci provést. Ta se provádí pomocí stanovení tzv. korekčního faktoru F , který je závislý na vstupních a výstupních teplotách pracovních látek a na proudovém uspořádání pracovních látek ve výměníku a lze jej nalézt s využitím odpovídajícího diagramu uvedeného na obrázku níže.



Obrázek 39 – Diagram korekce středního teplotního rozdílu mezi nepromísenými pracovními látkami v křížovém jednochodém uspořádání [39]

Po nalezení korekčního faktoru F je vztah pro výpočet přenosu tepla ve výměníku následující [39]:

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot (F \cdot \Delta T_{LM}) \quad (16)$$

Se zavedenými konstrukčními předpoklady navrhovaného výměníku a stanovenými procesními parametry pracovních látek byl s využitím rovnic (14), (15) a (16) v softwaru *Maple 2018* vytvořen návrhový výpočet, který tvoří samostatnou Přílohu 9 této práce s názvem souboru „*Rozměrový návrh deskového předeříváku spalovacího vzduchu*“.

Vypočítané konstrukční a procesní parametry navrženého deskového předeříváku spalovacího vzduchu jsou shrnuty v tabulce níže.

Tabulka 21 - Základní konstrukční a procesní parametry deskového předeříváku spalovacího vzduchu

Konstrukční parametry

Hmotnost desek ~ hmotnost výměníku [kg]*	236
Délka x šířka x výška výměníku ($a_h \times a_c \times b$) [m]	0,7 x 0,7 x 0,29
Počet desek [-]	30
Tloušťka desek [mm]	2
Vzdálenost mezi deskami na straně spalin / SPV [mm]	10 / 6

Procesní parametry

Tepelný výkon výměníku [kW]	169,2
Velikost teplosměnné plochy [m ²]	13,72
Overdesign [%]**	11,5
Vstupní/výstupní teplota spalin [°C]	800 / 643
Vstupní/výstupní teplota spalovacího vzduchu [°C]	45 / 300
Průtok spalin / spalovacího vzduchu [kg/s]	0,778 / 0,645
Střední rychlost proudění spalin / spalovacího vzduchu [m/s]***	23,8 / 12,0
Tlaková ztráta na straně spalin / spalovacího vzduchu [kPa]	0,135 / 0,139

* jako konstrukční materiál je uvažována nerezová ocel DIN 1.4307.

** overdesign je návrhové zvýšení plochy výměníku tepla z důvodu započítání vlivu zanášení teplosměnných ploch, nerovnoměrné distribuce proudících médií atd.

*** střední rychlost proudění je počítána ve vztahu ke střední hustotě daného proudícího média. Střední hustota je definována v tabulce 6.

7.3 Zhodnocení navrhované úpravy procesu zavedením předehřevu spalovacího vzduchu

Z provedené bilance procesu se zavedeným předehřevem spalovacího vzduchu (viz samostatná Příloha 8) bylo možné porovnat proces po navržené rekonstrukci se stávajícím procesem z hlediska využití tepelné energie, tepelných ztrát ve spalínách a spotřeby paliva. Toto porovnání je shrnuto v tabulce 22. Odtud vyplývá, že zavedením předehřevu spalovacího vzduchu na úkor produkce syté páry (PW) je dosaženo poměrně významné úspory paliva.

Tepelná účinnost využití spalin a ztrátový tepelný tok avšak zůstávají téměř nezměněny, což je způsobeno podmínkou zachování produkce středotlaké MP páry, tedy z toho vyplývající nutnosti zachování vstupní teploty spalin do přehříváku MP. Vzhledem k tomu, že je navržený předehřívák spalovacího vzduchu umístěn výše v proudu spalin než přehřívák MP, nemůže takto navržený přenos tepla do spalovacího vzduchu přispívat ke snížení komínové ztráty, a tedy ke zvýšení účinnosti využití tepla ve spalínách.

Tabulka 22 - Porovnání rekonstruovaného procesu ve formě zavedení předehřevu spalovacího vzduchu se stávajícím procesem

	Stávající proces	Modifikovaný proces
Tepelná účinnost využití spalin	78,6 %	78,8 %
Ztrátový tepelný tok ve spalínách	1,3 MW	1,27 MW
Spotřeba zemního plynu	130 kg/h	115 kg/h

Po provedeném porovnání stávajícího procesu a procesu se zavedeným předehřevem spalovacího vzduchu a po návrhu příslušného tepelného výměníku byla dále provedena ekonomická analýza navržené rekonstrukce, jejíž výsledky jsou shrnuty v tabulce 23. Jsou zde zhodnoceny finanční úspory spojené s úsporou zemního plynu, dále snížení výnosů spojené se sníženou produkcí vysokotlaké syté páry PW a jsou zde stanoveny investiční náklady spojené s realizací navržené rekonstrukce.

Dle očekávání jsou s malými rozměry navrženého výměníku spojeny nízké investiční náklady. Dále se ukázalo, že úspory spojené se sníženou spotřebou zemního plynu převyšují snížení výnosů spojené se sníženou produkcí syté vysokotlaké páry, díky čemuž vykazuje navržená úprava provozu finanční profit 726 131 korun ročně. Tento výnos zaručuje velmi krátkou dobu návratnosti projektu navržené rekonstrukce 0,35 roku, což navrženou úpravu stávajícího provozu činí investičně velmi atraktivní.

Z hlediska životního prostředí je ovšem otázkou, zda díky dosažené úspoře zemního plynu (a tím i produkce emisí) v analyzované jednotce „waste-to-energy“ dojde i ke snížení emisí CO₂ celého výrobního závodu. Sytá vysokotlaká pára, jejíž produkce byla navrženou úpravou snížena, je totiž využívána ve výrobním procesu tohoto závodu, tudíž se dá předpokládat nutnost zachování její celkové dodávky pro výrobní proces. Hlavním zdrojem syté páry je závodní teplárna, ve které bude muset tak pravděpodobně být produkce syté páry navýšena (tedy i zde produkovaných emisí CO₂) o stejnou hodnotu, o kterou tato produkce klesla v rekonstruovaném procesu.

Tabulka 23 - Ekonomické zhodnocení modifikace procesu formou zavedení předehřevu spalovacího vzduchu

Úspora paliva (zemního plynu)	15 kg/h
Finanční úspora spojená s úsporou paliva*	173,26 Kč/h
Produkce přehřáté středotlaké páry (MP)	zachována
Snížení produkce syté vysokotlaké páry (PW)	-10,9 % (-186,3 kW)
Snížení finančního výnosu spojeného se sníženou produkcí syté páry*	82,49 Kč/h
Hodinový provozní finanční profit	90,77 Kč/h
Roční provozní finanční profit**	726 131 Kč/rok
Investiční náklady na realizaci úprav***	251 739 Kč
Návratnost projektu	0,35 roku

* Cena zemního plynu i syté páry byla poskytnuta provozovatelem. Cena zemního plynu je 8 Kč/Nm³ \approx 11,55 Kč/kg. Cena syté páry je 123 Kč/GJ.

** Roční provozní doba je stanovena provozovatelem na 8000 h.

*** Odhad investice je poskytnut vedoucím této práce doc. Ing. Zdeňkem Jeglou, Ph.D.

8. Modifikace provozu formou zavedení katalytické oxidace

Technologické úpravy zkoumaného provozu navržené v předchozí části práce zabíraly především rekonstrukci existující výměníkové sítě za účelem snížení spotřeby paliva (zemního plynu) dodávaného do spalovací pece, kde jsou termicky zpracovávány (spalovány) procesní odplyny. Tato kapitola se zabývá výměnou stávající spalovací pece (technologie termické oxidace odplynů) za technologii využívající katalytickou oxidaci.

Zavádění katalytické oxidace je moderní trend pro likvidaci plyných průmyslových odpadů obsahujících VOC a CO. Oproti technologii klasického spalování odplynů vyskytující se ve stávajícím provozu nabízí technologie katalytické oxidace celou řadu výhod. Hlavní výhoda spočívá v nižší úrovni aktivační energie nutné k průběhu oxidace spalitelných látek obsažených v odplynu, což znamená, že k likvidaci obsažených VOC a CO dochází při značně nižších teplotách (běžně okolo 250 až 450 °C, než je tomu v případě technologie termické oxidace, kde je nutno dosáhnout teplot běžně okolo 800 °C. V důsledku toho je provoz katalytického reaktoru spojen s výrazně nižší spotřebou paliva, než je tomu v případě provozu spalovací pece. Blíže o technologii katalytické oxidace pojednává kapitola 2.1.2.

8.1 Konstrukční a procesní parametry katalytického reaktoru

V rámci návrhu výměny stávající spalovací pece za katalytický reaktor proběhl na Ústavu procesního inženýrství VUT předběžný návrh katalytického reaktoru vycházející ze složení a průtoku zpracovávaných odplynů (viz tabulka 1). Základní konstrukční a provozní parametry tohoto reaktoru jsou shrnuty v tabulce 24. Schéma navrhovaného reaktoru je uvedeno na obrázku 40.

Z uvedené tabulky a schématu katalytického reaktoru je patrné, že je toto zařízení navrhováno se čtvercovým ložem z důvodu vyšší kompaktnosti takového provedení, než by tomu bylo v případě kruhového lože. Jako materiál katalytické vrstvy byla vybrána platina a paládium, což jsou vzácné kovy, které se vyznačují nízkou hodnotou aktivační energie potřebné pro oxidaci VOC a CO obsažených v odplynu.

Z důvodu vysoké koncentrace zmíněných polutantů v odplynech PVG a VG je katalytické lože rozděleno na dvě části, první o výšce 50 mm a druhé o výšce 150 mm, se zavedeným nástřikem ředícího vzduchu do prostoru mezi loži. V případě zavedení pouze jednoho lože o výšce 50+150mm by totiž při oxidaci zmíněných polutantů mohlo dojít k překročení maximální povolené teploty spalin (600 °C), čímž by došlo k poškození katalytické vrstvy a deaktivaci zařízení.

Dále je z důvodu homogenizace toku pracovních látek a ochrany katalytického lože před znečištěním tuhými úsadami na každém katalytickém loži umístěna vrstva inertního materiálu o výšce 100 mm, která je tvořena keramickými kuličkami o průměru 30 mm.

Tabulka 24 – Základní konstrukční a procesní parametry katalytického reaktoru

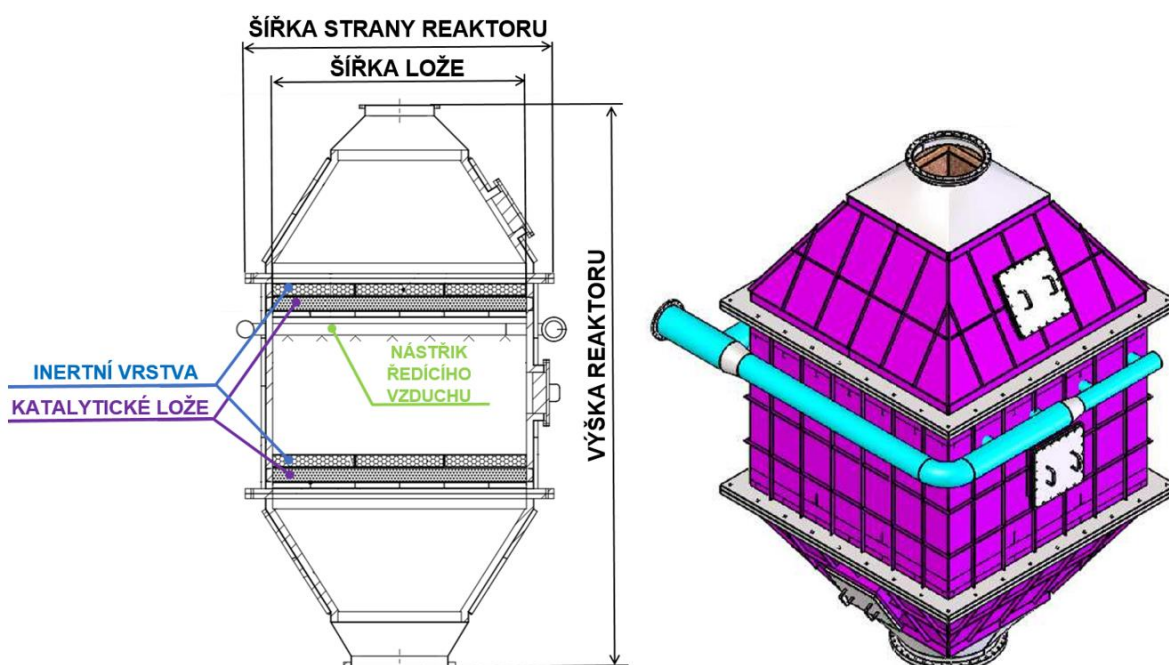
Konstrukční parametry

Hlavní rozměry reaktoru:	Výška reaktoru [m]	8,2	[m]
	Šířka strany reaktoru*	4,5 x 4,5	[m]
Vnitřní prostor reaktoru:	Počet katalytických loží	2	[-]
	Šířka katalytických loží*	3,7 x 3,7	[m]
	Výška katalytických loží	50 a 150	[mm]
	Materiál katalytické vrstvy	Pt + Pd	
	Nosič katalytické vrstvy	Kuličky o průměru 5 mm, materiál Al_2O_3	

Procesní parametry

Minimální vstupní teplota odplynů	290	[°C]
Maximální povolená výstupní teplota spalin	600	[°C]
Tlaková ztráta pracovních látek (odplynů)	1 300	[Pa]

* Katalytický reaktor je navrhován se čtvercovým ložem.



Obrázek 40 – Schematické zobrazení katalytického reaktoru

8.3 Zhodnocení úpravy stávajícího procesu formou zavedení katalytické oxidace

Porovnání stávajícího procesu a procesu po navržené rekonstrukci z hlediska spotřeby paliva, účinnosti využití tepelné energie ze spalin a jejich ztrátového tepelného toku je shrnuto v tabulce 25. Z těchto výsledků je zřejmé, že výměnou spalovací pece využívané ve stávajícím provozu k likvidaci VOC a CO v odplynech za katalytický reaktor je možné snížit spotřebu zemního plynu téměř o 100 %. Spalování paliva bude potřebné pravděpodobně pouze při najíždění procesu, či na dohřev proudů odplynů v případě, že by nedošlo k jejich dostatečnému ohřátí na minimální teplotu nutnou k průběhu katalytické oxidace v ohříváku odplynů.

Dále je možné si všimnout, že provedením navržených technologických úprav dojde k poklesu tepelné účinnosti využití spalin, přičemž jejich ztrátový tepelný tok zůstává po navržené rekonstrukci procesu nezměněn. To je způsobeno tím, že teplota spalin může dosáhnout pouze maximálně teploty 600 °C (což je o 200 °C méně, než ve stávajícím provozu), přičemž komínová teplota spalin zůstává téměř nezměněna.

Tabulka 25 - Porovnání rekonstruovaného procesu ve formě zavedení katalytického reaktoru se stávajícím procesem

	Stávající proces	Modifikovaný proces
Tepelná účinnost využití spalin	78,6 %	70,15 %
Ztrátový tepelný tok ve spalinách	1,3 MW	1,3 MW
Spotřeba zemního plynu	130 kg/h	0 kg/h

Po provedeném porovnání stávajícího procesu a procesu se zavedenou technologií katalytické oxidace je dále provedena ekonomická analýza navržené rekonstrukce, jejíž výsledky jsou shrnuty v tabulce 26. Odtud vyplývá, že navržená úprava stávajícího provozu je z investičního hlediska velice nákladná (téměř 20 miliónů korun), ale také velice výnosná. Celková doba návratnosti takové investice činí 5,52 roku, což je poměrně dlouhá doba a snižuje se tím investiční atraktivita zavedení technologie katalytické oxidace.

Ohledně vlivu navržených úprav ve zkoumané jednotce „waste-to-energy“ na životní prostředí z hlediska emisí CO₂ zde vyvstává obdobná otázka jako v případě technologické úpravy formou návrhu předehřevu spalovacího vzduchu, o které pojednává kapitola 7. Výměnou spalovací pece za katalytický reaktor sice dojde k velmi významnému snížení spotřeby externího paliva, a tím i ke snížení emisí CO₂ ve zkoumaném provozu, zároveň ale dojde ke zrušení produkce vysokotlaké syté páry využívané ve výrobním závodě, která bude muset být pravděpodobně kompenzována zvýšeným výkonem (tedy i emisemi CO₂) závodní teplárny, která je pro výrobní závod hlavním zdrojem zmíněné vysokotlaké syté páry.

Tabulka 26 - Ekonomické zhodnocení modifikace procesu formou zavedení katalytického reaktoru

Úspora paliva	130 kg/h
Finanční úspora spojená s úsporou paliva*	1 501,59 Kč/h
Produkce přehřáté středotlaké páry (MP)	zachována
Snížení produkce syté vysokotlaké páry (PW)	-100 % (- 1710,4 kW)
Snížení finančního výnosu spojeného se sníženou produkcí syté páry*	757,37 Kč/h
Náklady na obměňování katalyzátoru**	300,80 Kč/h
Hodinový provozní finanční profit	443,42Kč/h
Roční provozní finanční profit***	3 547 399 Kč/rok
Investiční náklady na realizaci úprav**	19 589 175 Kč
Návratnost projektu	5,52 roku

* Cena zemního plynu i syté páry byla poskytnuta provozovatelem. Cena zemního plynu je 8 Kč/Nm³± 11,55 Kč/kg. Cena syté páry je 123 Kč/GJ.

** Stanovení investičních nákladů spojených s realizací katalytického reaktoru a provozních nákladů spojených s obměnou katalytického lože bylo provedeno na Ústavu procesního inženýrství VUT.

*** Roční provozní doba je stanovena provozovatelem na 8000 h.

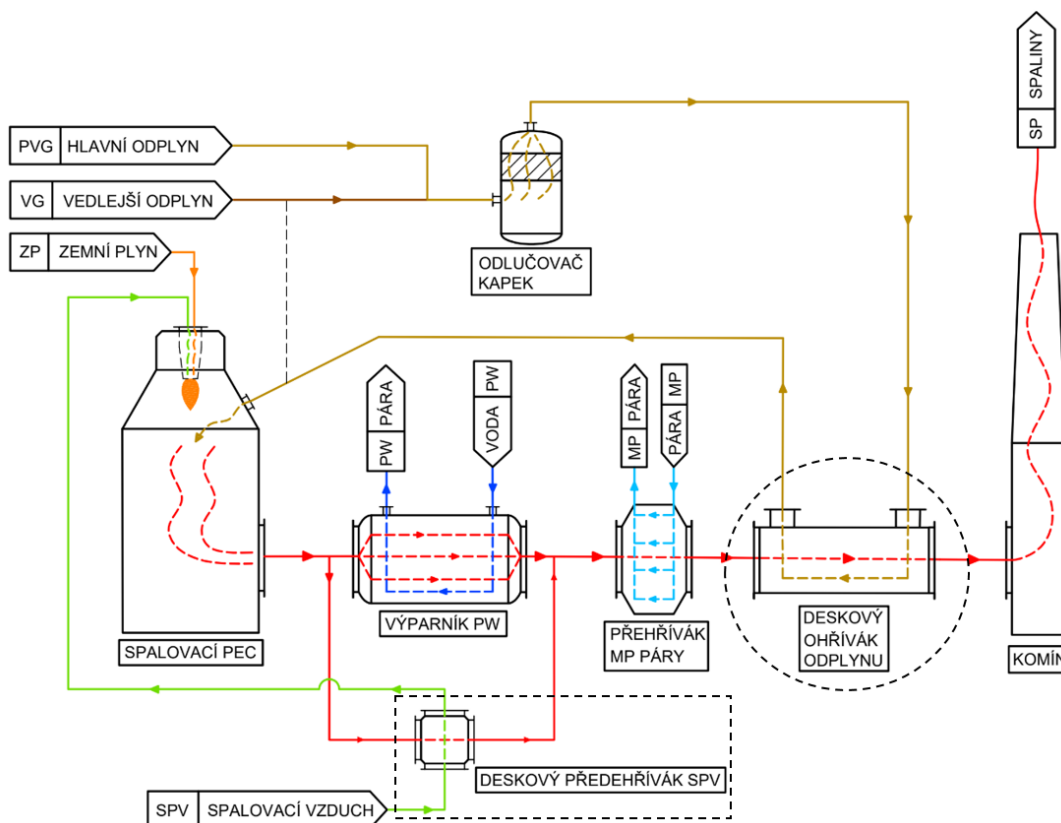
9. Vhodné kombinace dosavadních postupů pro úpravu zkoumaného procesu

V předchozí části práce (kapitoly 5-8) byla navržena celá řada technologických úprav stávajícího provozu zkoumané jednotky „waste-to-energy“ za účelem snížení spotřeby paliva dodávaného do spalovací pece formou intenzifikace ohřevu odplynu, předeřevu spalovacího vzduchu atd.

V této kapitole jsou navrhovány rozsáhlejší úpravy zkoumaného provozu, kde je za účelem jejich maximálního pozitivního účinku aplikováno současně více již popsaných technologických úprav.

9.1 Rekonstrukce stávajícího procesu se zachováním spalovací pece a úpravou sítě výměny tepla

Rekuperční deskový výměník tepla s hladkými deskami se v předchozí části práce (v kapitole 6.1) ukázal být vhodnou technologií pro výměnu stávajícího trubkového ohříváku odplynu díky jeho kompaktnosti, tedy i nižší hmotnosti, a vyšší tepelné účinnosti spojené s intenzivnějším ohřevem odplynu. Dále byl za účelem úspor paliva využit tento typ výměníku také pro předeřev spalovacího vzduchu v kapitole 7, což se ukázalo, jako projekt s velmi dobrou návratností. Tato kapitola se zabývá rozsáhlou úpravou stávajícího provozu (viz obrázek níže) pomocí technologie deskových výměníků pro předeřev spalovacího vzduchu i ohřev odplynu, kam je navíc připojen proud vedlejšího odplynu, což bylo provedeno v kapitole 5.1. Tímto způsobem lze zachovat produkci PW i MP páry s výraznou úsporou paliva a bez nebezpečí zvýšení tlakových ztrát proudů odplynů nebo spalin.



Obrázek 42 – Schéma komplexní rekonstrukce procesu se zachováním spalovací pece

9.1.1 Procesní parametry rekonstruovaného provozu a konstrukčně-procesní parametry navrhovaných zařízení

Při návrhu konstrukce obou deskových výměníků tepla je uplatněn stejný výpočetní postup a stejné konstrukční předpoklady a limitující podmínky, jaké jsou uvedeny v kapitole 6.1.1 pro případ návrhu deskového ohříváku odplynu a v kapitole 7.2 pro případ návrhu deskového přehříváku spalovacího vzduchu. Pro stanovení spotřeby paliva v rekonstruovaném provozu a všech potřebných procesních parametrů pracovních látek proudících navrhovanými výměníky – spaliny, spalovací vzduch a směs odplynů PVG+VG – byla vytvořena materiálová a energetická bilance, která tvoří samostatnou Přílohu 11 této práce s názvem souboru „*Komplexní rekonstrukce se zachováním spalovací pece*“. Procesní a konstrukční charakteristiky navržených deskových výměníků tepla jsou shrnuty v tabulkách 27 a 28.

Navržená rekonstrukce procesu má dále vliv na produkci vysokotlaké syté páry ve výparníku PW a na produkci středotlaké přehřáté páry ve výparníku MP, resp. na množství tepla přeneseného v daných výměnících. Toto porovnání tepelných výkonů vybraných výměníků stávajícího a zrekonstruovaného provozu je shrnuto v tab. 29.

Tabulka 27 - Základní konstrukční a procesní parametry deskového ohříváku odplynu

Konstrukční parametry deskového ohříváku odplynu

Hmotnost desek ~ hmotnost výměníku [kg]*	13 683
Délka x šířka x výška výměníku [m]	5 x 1,2 x 1,2
Počet desek [-]	142
Tloušťka desek [mm]	2
Vzdálenost mezi deskami na straně spalin / odplynu [mm]	7 / 6

Procesní parametry deskového ohříváku odplynu

Tepelný výkon výměníku [kW]	2 096,38
Velikost teplosměnné plochy [m ²]	840
Overdesign [%]**	22
Vstupní/výstupní teplota spalin [°C]	458 / 189
Vstupní/výstupní teplota odplynu PVG+VG [°C]	73 / 370
Průtok spalin / odplynu [kg/s]	6,18 / 5,70
Střední rychlost proudění spalin / odplynu [m/s]***	19,5 / 16,6
Tlaková ztráta na straně spalin / odplynu [kPa]	1,39 / 1,43

* jako konstrukční materiál je uvažována nerezová ocel DIN 1.4307.

** overdesign je návrhové zvýšení plochy výměníku z důvodu zahrnutí vlivu zanášení teplosměnných ploch, nerovnoměrné distribuce proudících médií atd.

*** střední rychlost proudění je počítána ve vztahu ke střední hustotě daného proudícího média. Střední hustota je definována v tabulce 6.

Tabulka 28 - Základní konstrukční a procesní parametry deskového předeříváku spalovacího vzduchu

Konstrukční parametry

Hmotnost desek ~ hmotnost výměníku [kg]*	205
Délka x šířka x výška výměníku ($a_h \times a_c \times b$) [m]	0,7 x 0,7 x 0,274
Počet desek [-]	26
Tloušťka desek [mm]	2
Vzdálenost mezi deskami na straně spalin / SPV [mm]	12 / 6

Procesní parametry

Tepelný výkon výměníku [kW]	120,7
Velikost teplosměnné plochy [m ²]	11,76
Overdesign [%]**	12,3
Vstupní/výstupní teplota spalin [°C]	800 / 662
Vstupní/výstupní teplota spalovacího vzduchu [°C]	45 / 300
Průtok spalin / spalovacího vzduchu [kg/s]	0,625 / 0,460
Tlaková ztráta na straně spalin / spalovacího vzduchu [kPa]	0,070 / 0,098

* jako konstrukční materiál je uvažována nerezová ocel DIN 1.4307.

** overdesign je návrhové zvýšení plochy výměníku z důvodu započítání vlivu zanášení teplosměnných ploch, nerovnoměrné distribuce proudících médií atd.

Tabulka 29 - Porovnání tepelného výkonu výměníků tepla produkujících PW a MP páru ve stávajícím provozu s provozem po navržené rekonstrukci

Výměník	Stávající provoz [MW]	Provoz po navržené rekonstrukci [MW]	Procentuální odchylka [%]
Výparník PW	1,71	1,52	-11,1
Přehřívák MP páry	1,25	1,23	-1,3

Z výsledků v tabulce 29 je zřejmé, že následkem zavedení deskového předeříváku spalovacího vzduchu, jakožto paralelního výměníku k výparníku PW, poklesne produkce syté páry přibližně o 11,1 %. Velmi mírný pokles produkce přehřáté páry MP lze zanedbat.

9.1.2 Zhodnocení navržené úpravy procesu

Shrnutím se navržená úprava stávající jednotky „waste-to-energy“ skládá z:

- Výměny stávajícího trubkového ohříváku odplynu za deskový výměník.
- Zavedení přehřevu spalovacího vzduchu (znovu s využitím deskového výměníku).
- Přepojení proudu vedlejšího odplynu VG do navrženého deskového ohříváku odplynu.

Porovnání stávajícího procesu a procesu po provedení navržené rekonstrukce z hlediska spotřeby paliva, účinnosti využití tepelné energie ze spalin a jejich ztrátového tepelného toku je shrnuto v tabulce 30. Odtud vyplývá, že provedením navržené technologické úpravy dojde k významnému zlepšení využití tepelné energie ve spalinách, s čímž je spojena výrazná úspora zemního plynu páleného ve spalovací peci.

Tabulka 30 - Porovnání vybraných provozních parametrů stávajícího procesu s procesem po navržené rekonstrukci

	Stávající proces	Modifikovaný proces
Tepelná účinnost využití spalin	78,6 %	84,66 %
Ztrátový tepelný tok ve spalinách	1,3 MW	0,89 MW
Spotřeba zemního plynu	130 kg/h	82 kg/h

Na základě provedeného návrhu zmíněných deskových výměníků tepla a posouzení vlivu navržené rekonstrukce na produkci PW a MP páry byla provedena ekonomická analýza, jejíž výsledky jsou shrnuty v tabulce 31. Z výsledků vyplývá, že navržená rekonstrukce je z finančního hlediska velmi zajímavá díky vysokému profitu a poměrně krátké době návratnosti.

Z hlediska životního prostředí je pozitivním jevem výrazná redukce spotřeby zemního plynu ve spalovací peci a tím snížených emisí CO₂. Zároveň je ale třeba vzít v úvahu (stejně jako v kapitole 7.3) fakt, že části úspor paliva bylo dosaženo díky přehřevu spalovacího vzduchu na úkor snížení produkce syté páry, která bude muset být vyrovnána zvýšením výrobní kapacity závodní teplárny – tedy i zvýšením emisí CO₂ produkovaných v teplárně.

Tabulka 31 – Ekonomické zhodnocení navržené rekonstrukce se zachováním spalovací pece

Úspora paliva	48 kg/h
Finanční úspora spojená s úsporou paliva*	554,43 Kč/h
Produkce přehřáté středotlaké páry (MP)	mírně nižší (zanedbáno)
Produkce syté vysokotlaké páry (PW)	-11,1 % (-186,7 kW)
Snížení finančního výnosu spojeného se sníženou produkcí syté páry*	-82,67 Kč/h
Hodinový provozní finanční profit	471,76 Kč/h
Roční provozní finanční profit**	3 774 074 Kč/rok
Investiční náklady na realizaci úprav***	4 924 904 Kč
Návratnost projektu	1,3 roku

* Cena zemního plynu i syté páry byla poskytnuta provozovatelem. Cena zemního plynu je 8 Kč/Nm³ ± 11,55 Kč/kg. Cena syté páry je 123 Kč/GJ.

** Roční provozní doba je stanovena provozovatelem na 8000 h.

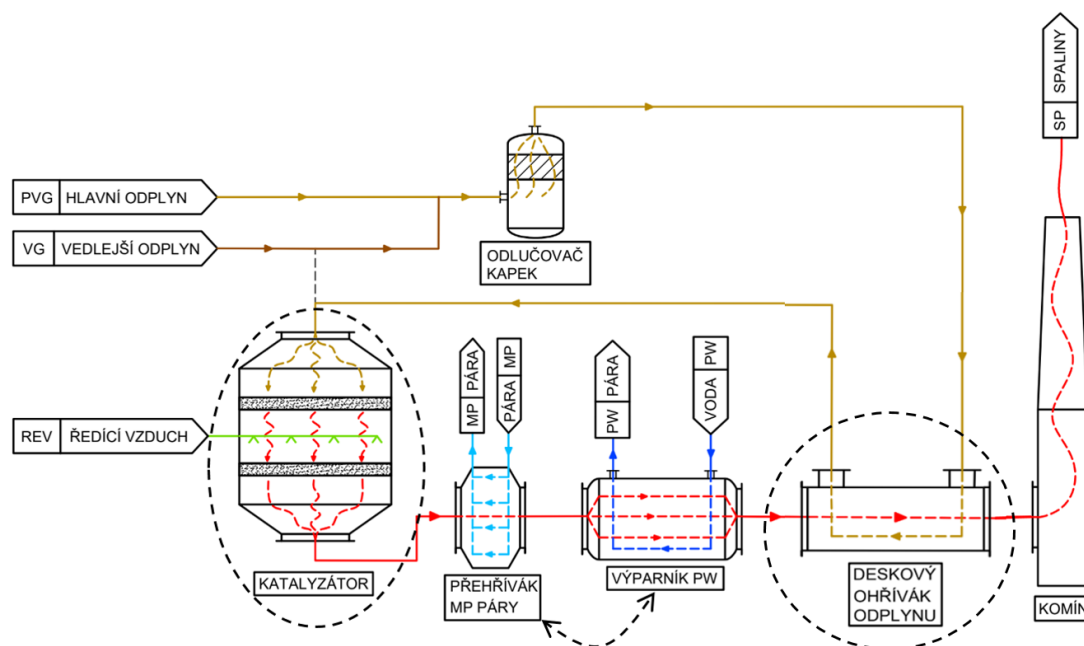
*** Odhad investice je poskytnut vedoucím této práce doc. Ing. Zdeňkem Jeglou, Ph.D.

9.2 Rekonstrukce stávajícího procesu se zavedením katalytické oxidace

V této kapitole je technologická úprava stávající jednotky „waste-to-energy“ navrhována s důrazem na minimalizaci spotřeby zemního plynu zároveň s maximálním využitím tepelné energie ve spalínách. Rekonstrukce se skládá z následujících úprav:

- **Výměna spalovací komory za katalytický reaktor** – z důvodu dosažení minimální možné spotřeby paliva (viz kapitola 8).
- **Předřazení přehříváku MP páry před výparník PW** – spaliny produkované katalytickým reaktorem mají nižší teplotu (600 °C) než spaliny produkované ve spalovací peci (okolo 800 °C). Aby byla produkce více ceněné MP páry zachována, je třeba přehřívák MP předřadit před výparník PW. Touto úpravou je významně snížena produkce syté PW páry, nikoli ale (v rámci maximálního využití tepelné energie spalín) zcela zrušena, jak tomu bylo v případě navržené úpravy stávajícího procesu v kapitole 8.
- **Výměna trubkového ohříváku odplynu za deskový výměník** – proud spalín je produkcí MP a PW páry zchlazen na teplotu, při které není stávající trubkový ohřívák schopen přehřát odplyn vstupující do procesu na minimální teplotu pro průběh katalytické oxidace (viz tab. 24) a z toho důvodu je třeba jej vyměnit za účinnější výměník tepla. Nabízí se možnost náhrady trubkového výměníku za regenerační výměník s pevným ložem (viz kap. 6.2), jehož provoz je ale spojen s vysokými náklady a tlakovými ztrátami. Z toho důvodu je zvolen rekuperační deskový výměník jako vhodná náhrada.
- **Přepojení proudu vedlejšího odplynu do deskového ohříváku** – z důvodu maximalizace přehřevu odplynu. Tento princip je vysvětlen v kapitole 5.1.

Tato navržená technologická úprava stávajícího procesu je zobrazena formou schématu na obrázku níže.



Obrázek 43 – Schéma komplexní rekonstrukce procesu se zavedením katalytického reaktoru a modifikací výměňkové sítě

9.2.1 Konstrukční a procesní parametry navrhovaných zařízení a procesní parametry stávajících generátorů páry

Základním prvkem navrhované úpravy stávajícího procesu je výměna stávající spalovací pece za katalytický reaktor, který má stejné parametry jako v kapitole 8 (viz tabulka 24). Dále se při návrhu deskového ohříváku odplynu uplatňuje stejný výpočetní postup se stejnými konstrukčními předpoklady a limitujícími podmínkami, jako v kapitole 6.1. Procesní a konstrukční charakteristiky navrženého deskového ohříváku odplynu jsou shrnuty v tabulce níže. Dále, pro výpočet procesních parametrů a spotřeby paliva provozu po navržené rekonstrukci, byla vytvořena materiálová a energetická bilance tvořící samostatnou Přílohu 12 této práce s názvem souboru „*Komplexní rekonstrukce se zavedením katalytické oxidace*“.

Dále, jak už bylo řečeno, má navržená rekonstrukce významný vliv na produkci páry ve zkoumaném provozu. Z výsledků uvedených v tabulce 33 je zřejmé, že produkce syté vysokotlaké páry PW poklesne velmi výrazně a to o více než 64%, což pro provoz výrobního závodu bude pravděpodobně znamenat nutnost zvýšení výkonu závodní teplárny (jakožto hlavního zdroje PW páry daného závodu) o hodnotu přibližně 1,1 MW.

Tabulka 32 - Základní konstrukční a procesní parametry deskového ohříváku odplynu

Konstrukční parametry deskového ohříváku odplynu

Hmotnost desek ~ hmotnost výměníku [kg]*	16 076
Délka x šířka x výška výměníku [m]	5 x 1,3 x 1,3
Počet desek [-]	154
Tloušťka desek [mm]	2
Vzdálenost mezi deskami na straně spalín / odplynu [mm]	7 / 6

Procesní parametry deskového ohříváku odplynu

Tepelný výkon výměníku [kW]	1 661
Velikost teplosměnné plochy [m ²]	988
Overdesign [%]**	17,2
Vstupní/výstupní teplota spalín [°C]	374 / 160
Vstupní/výstupní teplota odplynu PVG+VG [°C]	73 / 310
Průtok spalín / odplynu [kg/s]	6,30 / 5,70
Střední rychlost proudění spalín / odplynu [m/s]***	16,58 / 14,12
Tlaková ztráta na straně spalín / odplynu [kPa]	1,10 / 1,11

* jako konstrukční materiál je uvažována nerezová ocel DIN 1.4307.

** overdesign je návrhové zvýšení plochy výměníku z důvodu zahrnutí vlivu zanášení teplosměnných ploch, nerovnoměrné distribuce proudících médií atd.

*** střední rychlost proudění je počítána ve vztahu ke střední hustotě daného proudícího média. Střední hustota je definována v tabulce 6.

Tabulka 33 - Porovnání tepelného výkonu výměníků tepla produkujících PW a MP páru ve stávajícím provozu s provozem po navržené rekonstrukci

Výměník	Stávající provoz [MW]	Provoz po navržené rekonstrukci [MW]	Procentuální odchylka [%]
Výparník PW	1,71	0,614	-64,1
Přehřívák MP páry	1,25	1,24	-0,8

9.2.2 Zhodnocení navržené úpravy procesu

Porovnání stávajícího procesu a procesu po provedení navržené rozsáhlé rekonstrukce z hlediska spotřeby paliva, účinnosti využití tepelné energie ze spalín a jejich ztrátového tepelného toku je shrnuto v tabulce 34. Odtud je zřejmé že navrženou úpravou téměř odpadnou náklady spojené se spotřebou zemního plynu, čehož je dosaženo díky zavedení technologie katalytické oxidace. Dále je dosaženo výrazného zvýšení tepelné účinnosti využití spalín díky zavedení účinného deskového ohříváku odplynů, do něhož je navíc připojen proud vedlejšího odplynů pro maximalizaci ohřevu proudu odplynů PVG + VG. Dalším přínosem navržené rekonstrukce je snížení množství tepla ztraceného ve spalínách téměř na polovinu oproti aktuálnímu stavu ve zkoumaném provozu (z hodnoty 1,3 MW na 0,68 MW).

Tabulka 34 - Porovnání vybraných provozních parametrů stávajícího procesu s procesem po navržené rekonstrukci

	Stávající proces	Modifikovaný proces
Tepelná účinnost využití spalín	78,6 %	83,7 %
Ztrátový tepelný tok ve spalínách	1,3 MW	0,68 MW
Spotřeba zemního plynu	130 kg/h	0 kg/h

Na základě provedeného návrhu deskového ohříváku odplynů (viz tabulka 32) a posouzení vlivu navržené rekonstrukce na produkci PW a MP páry (viz tabulka 33) byla provedena ekonomická analýza, jejíž výsledky jsou shrnuty v tabulce 35.

Z provedené analýzy vyplývá, že navržená rekonstrukce zahrnující zavedení katalytického reaktoru a rekonstrukci sítě výměny tepla je spojena s velkými investičními náklady – téměř 25 miliónů korun. Zároveň je ale tato investice spojena s vysokým finančním profitem a to zejména díky úspoře paliva. Celkově tak návratnost navržené rekonstrukce vychází na 4,34 roku.

Pro porovnání k získaným výsledkům ekonomické analýzy navržené rekonstrukce lze uvést výsledky ekonomické analýzy obdobné rekonstrukce provedené v kapitole 8 (viz tabulka 26), kde navržená úprava procesu spočívala stejně jako v tomto případě ve výměně spalovací pece za katalytický reaktor, ovšem již bez výrazné úpravy sítě výměny tepla. Trubkový ohřívák odplynu zde nebyl vyměněn za účinnější deskový výměník a výparník PW tak musel být zcela odstraněn (viz obrázek 41). Změny v síti výměny tepla tak byly méně nákladné a investiční náklad rekonstrukce se pohybuje okolo 20 miliónů korun, tedy přibližně o 5 miliónů méně, než v případě rozsáhlejší rekonstrukce, která je předmětem této kapitoly. Doba návratnosti je ale 5,52 roku, tedy výrazně vyšší, než je tomu v případě zde navržené rozsáhlejší rekonstrukce. Z toho důvodu lze provozovateli výrobního závodu jakožto potenciálnímu investorovi v případě jeho přistoupení k zavedení technologie katalytické oxidace doporučit navíc i zde navrženou úpravu sítě výměny tepla.

Tabulka 35 - Ekonomické zhodnocení navržené komplexní rekonstrukce zahrnující výměnu spalovací pece za katalytický reaktor

Úspora paliva	130 kg/h
Finanční úspora spojená s úsporou paliva*	1 501,59 Kč/h
Produkce přehřáté středotlaké páry (MP)	mírně nižší (zanedbáno)
Snížení produkce syté vysokotlaké páry (PW)	-64,1 % (-1096,7 kW)
Snížení finančního výnosu spojeného se sníženou produkcí syté páry*	485,62 Kč/h
Náklady spojené s obměnou katalyzátoru**	300,80 Kč/h
Hodinový provozní finanční profit	715,17 Kč/h
Roční provozní finanční profit***	5 721 370 Kč/rok
Investiční náklady na realizaci katalytického reaktoru**	19 589 175 Kč
Investiční náklady na realizaci deskového ohříváku odplynu a přepojení VG****	5 336 032 Kč
Návratnost projektu	4,36 roku

* Cena zemního plynu, elektřiny a syté páry byla poskytnuta provozovatelem. Cena zemního plynu je 8 Kč/Nm³ ≈ 11,55 Kč/kg, cena elektřiny je 4 Kč/kWh a cena syté páry je 123 Kč/GJ.

** Stanovení investičních nákladů spojených s realizací katalytického reaktoru a provozních nákladů spojených s obměnou katalytického lože bylo provedeno na Ústavu procesního inženýrství VUT.

*** Roční provozní doba je stanovena provozovatelem na 8000 h.

**** Odhad této investice je poskytnut vedoucím této práce doc. Ing. Zdeňkem Jeglou, Ph.D.

10. Porovnání dosažených výsledků

V předchozí části práce (v kapitolách 5 - 9) byla navržena celá řada technologických úprav stávající jednotky „waste-to-energy“ za účelem zlepšení jejího stávajícího provozu. Vedle samotného návrhu technologického provedení každé úpravy byly vyhodnoceny také její ekonomické, energetické a ekologické aspekty a to ve formě stanovení investičních nákladů a návratnosti daného projektu (ekonomie), dále dosažené zvýšené tepelné účinnosti využití spalín (energie) a dosažených úspor paliva (ekologie) aplikací navrženého řešení.

Následující odstavce této kapitoly jsou porovnáním výše zmíněných aspektů jednotlivých navržených technologických úprav.

10.1 Porovnání navržených technologických úprav z hlediska investiční náročnosti

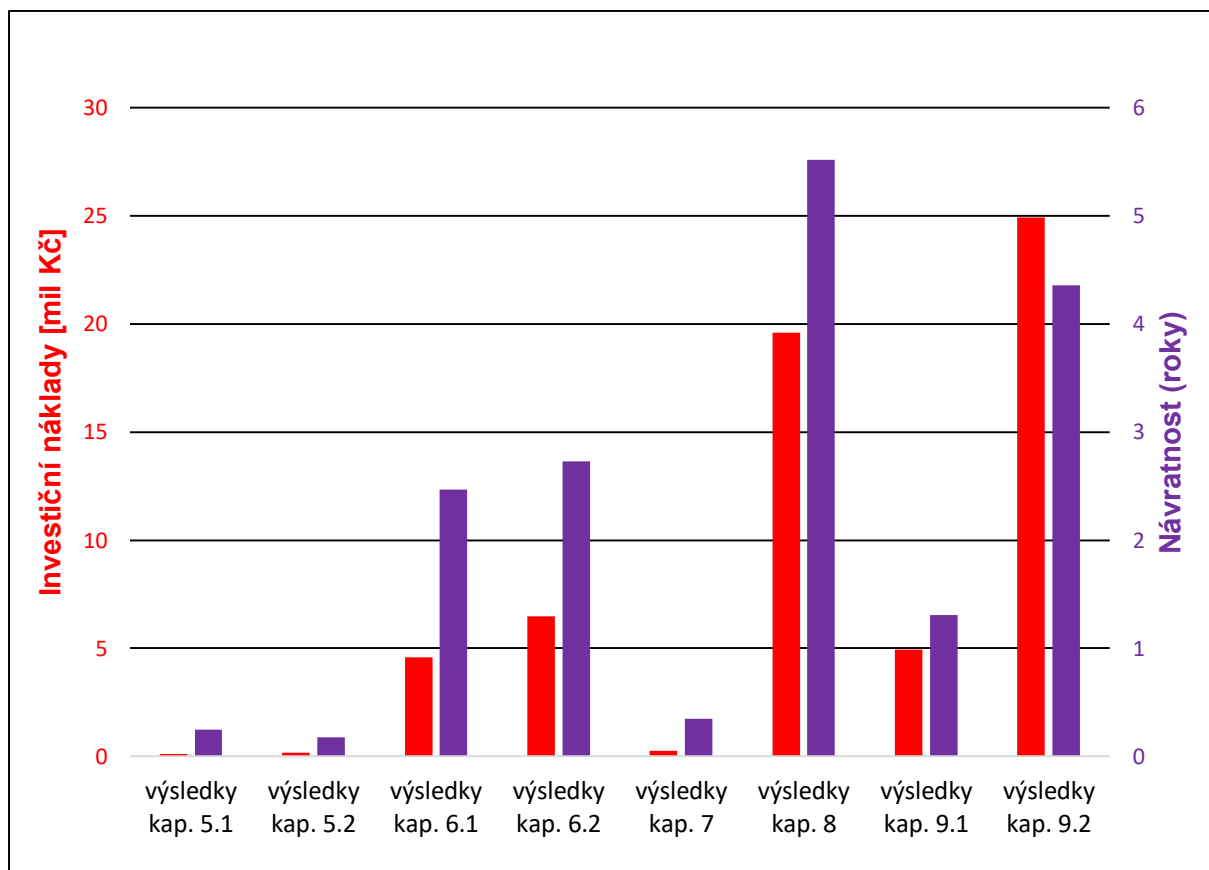
Jednotlivé technologické úpravy byly, mimo jiné, navrhovány se zřetelem na finanční profit, který z jejich realizace vyplývá. Byly zhodnoceny provozní úspory jednotlivých technologických řešení ve formě snížené spotřeby zemního plynu, ale také investiční náklady a případné provozní náklady (spojené s údržbou aplikovaných zařízení apod.). Srovnáním provozních úspor a provozních nákladů bylo zjištěno, že všechny navržené úpravy vykazují finanční profit, jehož hodnota se pohybuje v širokém rozmezí od 475 889 Kč/rok (přepojení proudu VG – viz kapitola 5.1) do 5 336 032 Kč/rok (rozsáhlejší rekonstrukce procesu formou zavedení katalytického reaktoru a modifikace sítě výměny tepla – viz kapitola 9.2).

Dále investiční náklady spojené s realizací navržené modifikace procesu se také pohybují v širokém rozmezí, a to od 117 450 Kč (viz kapitola 5.1) do 24 927 207 Kč (viz kap. 9.2). Na základě výše investice a vypočítaného ročního profitu byla jednotlivým technologickým úpravám vypočítána jejich doba návratnosti. Na obrázku 44 je uvedeno srovnání navržených technologických úprav z hlediska doby návratnosti a výše investice nutné k jejich realizaci.

Z uvedeného finančního srovnání vyplývá, že doba návratnosti jednotlivých technologických modifikací roste spolu s velikostí příslušné investice. Navržené úpravy s nižším investičním nákladem (kapitoly 5.1, 5.2 a 7) jsou spojené s velmi krátkou dobou návratnosti (zlomky roku). Pokud investor žádá úpravu stávajícího procesu v malém rozsahu, jeví se zavedení turbulizačních vložek do trubkového prostoru stávajícího ohřívačku PVG (viz kapitola 5.2) jako vhodné doporučení.

V případě, že investor žádá výměnu stávajícího trubkového ohřívačku za nový výměník tepla, lze jako vhodnou náhradu doporučit deskový výměník s hladkými deskami (viz kap. 6.1), což je ale investice s poměrně dlouhou dobou návratnosti 2,47 roku. Návratnost investice se ale dá výrazně zkrátit, je-li výměna stávajícího trubkového ohřívačku odplynu za deskový výměník navíc spojena s přepojením proudu VG a zavedením přehřevu spalovacího vzduchu (viz kapitola 9.1), čímž investiční náklady vzrostou pouze nepatrně, ale doba návratnosti se díky značně výraznější úspoře paliva zkrátí na 1,3 roku.

Technologie katalytické oxidace se kvůli vysoké pořizovací ceně nejeví z finančního hlediska zajímavou pro zkoumanou jednotku „waste-to-energy“.



Obrázek 44 – Ekonomické srovnání jednotlivých navržených technologických úprav

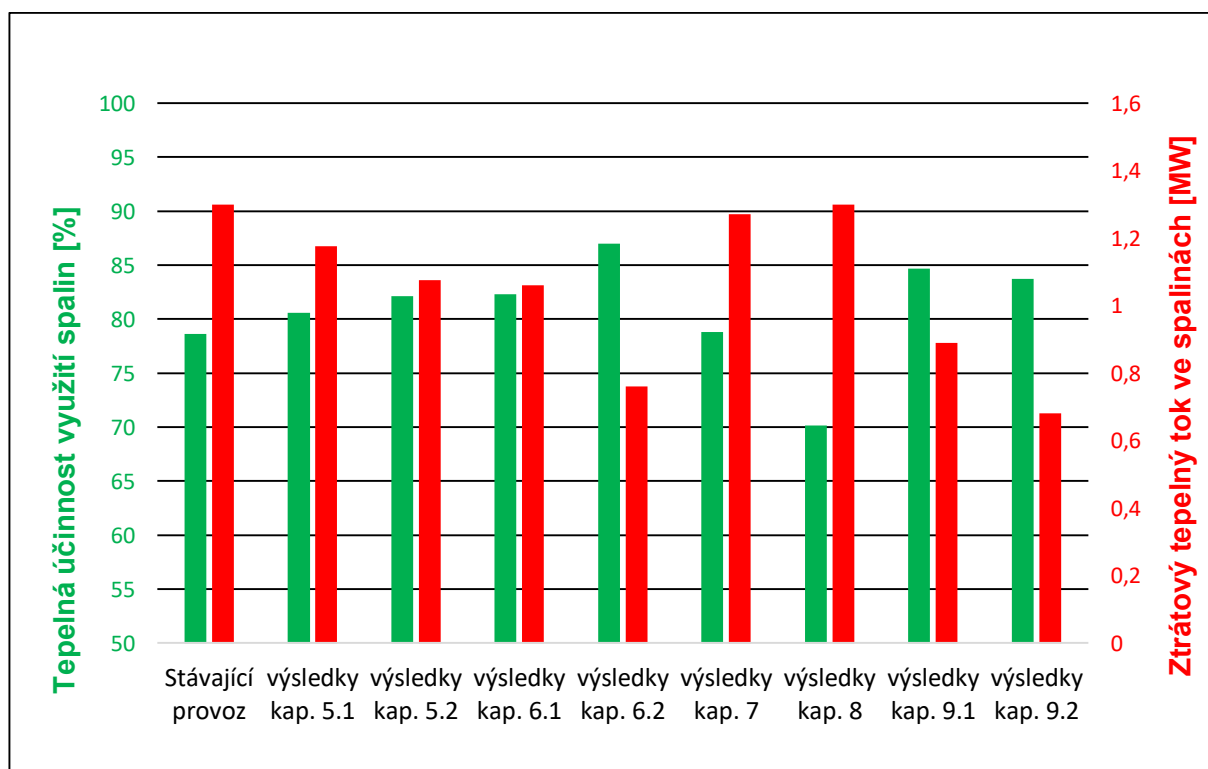
10.2 Porovnání navržených technologických úprav z hlediska využití tepelné energie ve spalínách

Jak už bylo řečeno v úvodu této práce, je trendem dnešní doby snižování emisí výrobních linek, čehož se dá mimo jiné dosáhnout i zvyšováním jejich energetické účinnosti. V tomto smyslu byly jednotlivé technologické úpravy zhodnoceny a porovnány se stávajícím procesem z hlediska tepelné účinnosti využití energie ve spalínách.

Některé technologické úpravy byly navrženy se zavedením jednotky katalytické oxidace (viz kapitoly 8 a 9.2), čímž se významně snížila teplota produkovaných spalín z 800 °C na 600 °C. Dosáhnoutí stejné účinnosti využití tepla je v případě spalín o nižší teplotě složitější, než v případě spalín o vyšší teplotě. Z toho důvodu je dalším sledovaným parametrem ztrátový tepelný tok ve spalínách. Srovnání jednotlivých navržených technologických úprav se stávajícím provozem je shrnuto na obrázku 45.

Ze zmíněného srovnání je patrné, že zvýšení tepelné účinnosti využití spalín a zároveň výrazného snížení tepelných ztrát ve spalínách lze docílit výměnou stávajícího trubkového ohříváku odplynu za regenerační výměník s pevným ložem (viz kapitola 6.2). Výstupní teplota ohřívaného odplynu ale v případě regeneračních výměníků kolísá, čímž může vzniknout problém s regulací teploty spalín vycházejících ze spalovací pece, která má být udržována na hodnotě 800 °C.

Tepelné ztráty ve spalínách lze maximálně redukovat formou zavedení katalytického reaktoru v kombinaci s modifikací sítě výměny tepla (viz kapitola 9.2). Takovou rozsáhlou úpravou stávajícího provozu lze snížit tepelné ztráty ve spalínách přibližně na polovinu oproti stávajícímu provozu při dosažení vysoké tepelné účinnosti 83,7 %.



Obrázek 45 - Energetické srovnání jednotlivých navržených technologických úprav

10.3 Porovnání navržených technologických úprav z hlediska vlivu na životní prostředí

Jednotlivé technologické úpravy byly navrhovány s ohledem na snížení spotřeby paliva (zemního plynu) ve zkoumaném provozu, což je spojeno i s poklesem emisí oxidu uhličitého CO₂. Provoz průmyslových linek bývá obvykle spojen i s emisemi dalších škodlivých látek (oxidy dusíku NO_x, oxidy síry SO_x, pevné částice...), jejichž emise jsou provedením navržených technologických úprav uvažovány jako nezměněné. Hlavním parametrem pro posouzení vlivu jednotlivých technologických řešení na životní prostředí je tak dosažená redukce emisí CO₂. Tato hodnota se dá velmi snadno stanovit výpočtem ze stanovené snížené spotřeby zemního plynu spalovaného v peci po aplikaci navrženého technického řešení.

Dále je ale třeba vzít v úvahu, zda není aplikací navržené rekonstrukce vedle snížené spotřeby paliva také snížena produkce syté vysokotlaké páry PW, či středotlaké přehřáté páry MP. Přehřátá MP pára je využívána k produkci ceněné elektrické energie (viz kapitola 1.2), proto bylo, mimo jiné, cílem každé navržené úpravy její produkci zachovat na stávající hodnotě. Výroba syté vysokotlaké páry ale byla snížena a to při aplikaci technologie katalytické oxidace či přehřevu spalovacího vzduchu – viz kapitoly 7, 8 a 9. Jelikož je tato pára využívána ve výrobním procesu průmyslového závodu, je pravděpodobné, že je nutné její celkovou produkci zachovat. Pokud je tedy její výroba snížena ve výparníku PW, dá se předpokládat nutnost zvýšení výrobní kapacity závodní teplárny, která je hlavním zdrojem této páry.

Informace o typu paliva, které je v závodní teplárně spalováno, o tepelné účinnosti teplárny či o typu zde využívaného zařízení k produkci páry nejsou k dispozici. Z toho důvodu je předpokládáno, že zdrojem páry je parní kotel spalující palivo o obdobných parametrech (složení, výhřevnost...) jako je zemní plyn spalovaný ve zkoumané jednotce „waste-to-energy“, kdy přibližná účinnost parních kotlů se pohybuje okolo 90 % [23]. Množství paliva, které je nutné spalovat v teplárně navíc k doplnění celkové produkce syté páry, se vypočítá dle následujícího vztahu:

$$\dot{m}_{tep}^{pal} = \frac{\Delta\dot{Q}_{PW}}{LHV_{tep} \cdot \eta_{tep}} \quad (17)$$

V této rovnici je \dot{m}_{tep}^{pal} – množství paliva spalovaného v závodní teplárně k doplnění snížené produkce PW páry ve výparníku PW [kg/s]

$\Delta\dot{Q}_{PW}$ – snížený výkon výparníku PW [kW]

LHV_{tep} – výhřevnost paliva spalovaného v parním kotli teplárny.

Stanoveno v softwaru ChemCad 7 na hodnotu 53 MJ/kg.

η_{tep} – tepelná účinnost využití spalin v parním kotli 90 % - 0,9 [-]

Pomocí stanovených provozních předpokladů závodní teplárny a vztahu (17) byl proveden výpočet roční úspory emisí CO₂ pro jednotlivé navržené technologické úpravy v porovnání se stávajícím provozem. Výsledky tohoto výpočtu jsou uvedeny v tabulce níže a zobrazeny na obrázku 46.

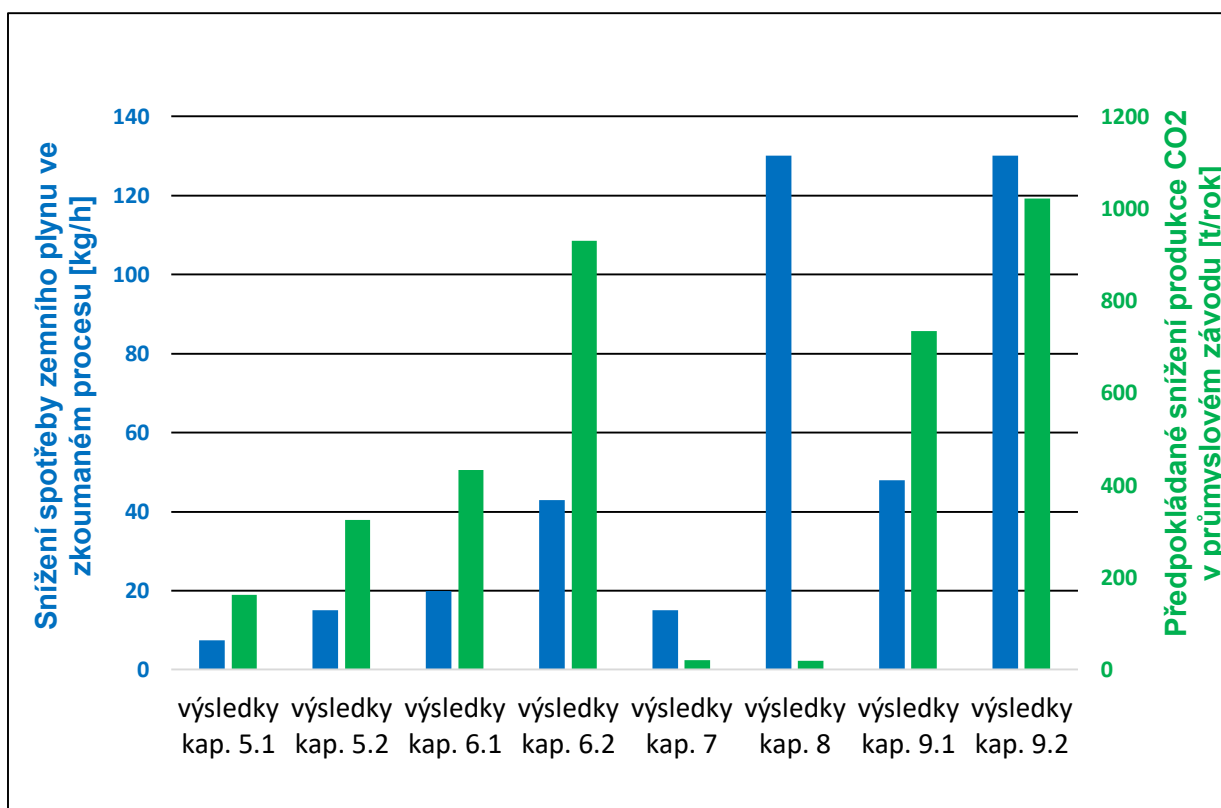
Tabulka 36 – Snížení emisí CO₂ ve zkoumaném procesu aplikací navržené technologické úpravy

Příslušná kapitola dané rekonstrukce	Snížená spotřeba ZP [kg/h]*	Snížení výkonu výparníku PW $\Delta\dot{Q}_{PW}$ [kW]*	Navýšení spotřeby paliva v teplárně \dot{m}_{tep}^{pal} [kg/h]**	Snížení emisí CO ₂ [t/rok]***
Kapitola 5.1	7,5	0	0	162,31
Kapitola 5.2	15	0	0	324,62
Kapitola 6.1	20	0	0	432,83
Kapitola 6.2	43	0	0	930,57
Kapitola 7	15	186,3	14,06	20,33
Kapitola 8	130	1 710,4	129,09	19,76
Kapitola 9.1	48	186,7	14,09	733,84
Kapitola 9.2	130	1 096,7	82,77	1 022,12

* Výsledky jednotlivých technologických úprav uvedené v tabulkách 9, 13, 16, 19, 23, 26, 31 a 35.

** Navýšení spotřeby paliva v podnikové teplárně bylo stanoveno pomocí vztahu (17).

*** Snížení emisí CO₂ je vztahováno celkové úspoře paliva, tedy k úspoře stanovené jako rozdíl úspory paliva ve zkoumaném provozu a případného nárůstu spotřeby paliva v závodní teplárně (\dot{m}_{tep}^{pal}). Pro přepočítání této hodnoty celkové úspory paliva na hodnotu snížení emisí CO₂ byl využit software ChemCad 7.



Obrázek 46 - Srovnání jednotlivých navržených technologických úprav se stávajícím provozem z hlediska spotřeby paliva ve zkoumaném provozu a celkového snížení emisí CO₂ výrobního závodu

Z výsledků uvedených v tabulce 36 a zobrazených na obrázku výše vyplývá, že nejvýznamnějšího snížení emisí CO₂ je dosaženo aplikací technologické úpravy popsané v kapitole 9.2, tedy výměnou stávající spalovací pece za katalytický reaktor a zároveň výraznou úpravou sítě výměny tepla ve formě předsazení přehříváku MP páry před výparník PW a dále výměny stávajícího trubkového ohříváku PVG za účinnější deskový výměník, do něhož je pro zvýšení přenosu tepla zaveden proud vedlejšího odplynu VG. Tato úprava sítě výměny tepla má veliký vliv jak na zvýšení tepelné účinnosti využití spalin (viz obrázek 45), tak na redukci emisí CO₂ (viz obrázek 46), což je vidět na srovnání výsledků s technologickou úpravou, jež je předmětem kapitoly 8 (tedy s výměnou spalovací pece za katalyzátor bez výraznější úpravy sítě výměny tepla).

Dále lze dosáhnout výrazné redukce emisí CO₂ díky technologické úpravě, která je předmětem kapitoly 6.2, tedy výměnou stávajícího trubkového ohříváku PVG za regenerační výměník tepla.

Značné redukce emisí je dále dosaženo i výměnou stávajícího trubkového ohříváku PVG za rekuperační deskový výměník v kombinaci s přepojením proudu vedlejšího odplynu VG a zavedením předeřevu spalovacího vzduchu (viz kapitola 9.1). Tato technologická úprava je upřednostňována oproti výše uvedené úpravě se zavedením regeneračního výměníku (kapitola 6.2) z důvodu předpokládané vyšší provozní spolehlivosti. Provoz regeneračního výměníku probíhá formou cyklického převádění proudu spalin a odplynu přes obě regenerační lože, čehož je dosaženo provozem systému ventilů (viz obrázek 24), z čehož vyplývá provozní riziko spojené s možností jejich selhání.

Závěr

Cílem této diplomové práce bylo provedení studie možností integrovaného řešení zkoumané jednotky „waste-to-energy“ sloužící k likvidaci průmyslových odpadních plynů obsahujících VOC a CO produkovaných v průmyslovém závodu, jehož je zkoumaná jednotka součástí. Zmíněným integrovaným řešením je myšlen technologický návrh koncepčních úprav stávající jednotky za účelem dosažení jejího hospodárnějšího provozu, který by byl příznivý jak z hlediska ekonomie celého procesu likvidace plyných odpadů, tak z hlediska efektivního využití k tomu nutných energetických zdrojů, a v neposlední řadě z hlediska snížení negativních dopadů provozu na životní prostředí.

V první části práce proběhl detailní rozbor zkoumaného procesu s identifikací všech klíčových zařízení a jejich provozních podmínek. Na základě tohoto rozboru byly identifikovány strategické oblasti pro navrhované technologické úpravy, kterými jsou procesní pec (kde jsou spalovány zmíněné polutanty obsažené v odpadních plynech) a stávající síť výměny tepla (tedy výparník PW, přehřívák MP páry a ohřívák odplynů). Dále byla provedena tepelná bilance stávajícího provozu, ze které byla mimo jiné stanovena i stávající tepelná účinnost využití spalín a jejich ztrátový tepelný tok.

Následně byla provedena rešerše, z níž byl vypracován přehled moderních technologií využívaných pro zpracování plyných odpadů a technologií pro přenos tepla. Na jejím základě byly vybrány vhodné technologie pro úpravu stávající jednotky „waste-to-energy“.

Na základě provedeného rozboru stávajícího provozu a výsledků rešerše byla navržena řada technologických úprav, kdy jednotlivá technologická řešení byla posouzena z hlediska jejich ekonomické stránky (tedy doby návratnosti a investičních nákladů), dále míry využití tepelné energie ve spalínách (tedy tepelné účinnosti a tepelných ztrát) a nakonec vlivu navržené úpravy na životní prostředí (tedy redukce emisí CO₂ vznikajících spalováním zemního plynu ve spalovací peci). Na základě těchto vyhodnocení a následného srovnání jednotlivých navržených technologických řešení bylo možné identifikovat taková, která se pro provozovatele zmíněného průmyslového závodu jakožto potenciálního investora jeví finančně zajímavá.

Je-li pro investora zásadním hlediskem minimální výše investičních nákladů spojených s realizací rekonstrukce, velmi krátká doba návratnosti, či minimální technologická změna ve skladbě stávajícího provozu, jeví se jako vhodný postup vložení šroubově vinutých drátů (jakožto turbulizačních vložek) do trubkového prostoru stávajícího ohříváku odplynů (viz kapitola 5.2). Takovouto nepatrnou technologickou úpravou lze docílit zvýšení tepelné účinnosti využití spalín ze stávajících 78,6 % na 82,1 %, s čímž je spojeno snížení spotřeby zemního plynu spalovaného ve spalovací peci. Z této úspory paliva plyne dále redukce emisí CO₂ produkovaných spalováním zemního plynu ve spalovací komoře o téměř 325 tun ročně a provozní finanční úspora téměř jeden milion korun ročně.

Požaduje-li provozovatel výměnu stávajícího trubkového ohříváku odplynu za novější zařízení o lepších provozních parametrech, lze doporučit rekuperační deskový výměník s hladkými deskami, jakožto účinnější a kompaktnější náhradu. Pro dosažení lepšího využití tepelné energie ve spalínách (tedy i vyšší úspory paliva) lze v kombinaci s výměnou trubkového ohříváku dále doporučit zavedení přehřevu spalovacího vzduchu a přepojení proudu vedlejšího odplynu VG dle návrhu provedeného v kapitole 9.1. Výsledkem této technologické úpravy jsou vysoké finanční úspory spojené s dosaženou úsporou paliva ve výši 3 774 074 Kč/rok, díky čemuž je doba návratnosti investice spojené s realizací navržené rekonstrukce pouze 1,3 roku. Dalším pozitivním parametrem takto upravené stávající jednotky je výrazně zvýšená tepelná účinnost využití spalín na hodnotu 84,66 % a dále redukce emisí CO₂ o téměř 734 tun ročně.

Vedle výše uvedených technologických úprav zahrnujících zejména rekonstrukci sítě výměny tepla ve stávajícím provozu byla dále zkoumána i možnost výměny stávající spalovací pece za katalytický reaktor. Zavedením této technologie katalytické oxidace lze téměř eliminovat spotřebu zemního plynu v běžném provozu zkoumané jednotky a tím zásadně snížit její náročnost na životní prostředí. Realizace katalytického reaktoru je ale velice nákladná investice, se kterou jsou navíc spojeny nezanedbatelné provozní náklady spojené například s výměnou katalytického lože. Dobu návratnosti lze ale zkrátit aplikací technologií zvyšujících míru využití tepelné energie ve spalínách, kdy je vedle samotné výměny pece za katalytický reaktor dále modifikována síť výměny tepla dle technologického návrhu uvedeného v kapitole 9.2. Tímto způsobem lze dosáhnout maximální redukce emisí CO₂ a to ve výši 1 022 tun ročně. Při stávajících cenách energií (a zejména zemního plynu) se však doba návratnosti stále pohybuje okolo 4,36 roku, z čehož se dá usuzovat, že taková technologická úprava stávající jednotky by byla pro provozovatele výrobního závodu zajímavá v případě značného nárůstu cen zemního plynu nebo podstatného zpřísnění emisních limitů.

V případě, že některá z popsaných technologických úprav stávající jednotky zpracování průmyslových odplynů bude provozovatelem výrobního závodu vybrána k realizaci, může příští vývoj této práce spočívat například v provedení detailního návrhu projektu. V obecné rovině je budoucností této práce stále sledování nových trendů jak v oblasti technologií pro zpracování průmyslových odpadů, tak v oblasti jejich efektivního využití.

Seznam použitých zdrojů

- [1] RIPPLE, W.j., C. WOLF, T.m. NEWSOME, M. GALETTI, M. ALAMGIR, E. CRIST, M.i. MAHMOUD a W.f. LAURANCE. World scientists' warning to humanity: A second notice. *BioScience* [online]. Oxford University Press, 2017, **67**(12), 1026-1028 [cit. 2019-05-15]. DOI: 10.1093/biosci/bix125. ISSN 00063568. Dostupné z: http://scientistswarning.forestry.oregonstate.edu/sites/sw/files/Warning_article_with_supp_11-13-17.pdf
- [2] 2020 climate & energy package. *Climate Action - European Commission* [online]. 23. listopad 2016 [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: https://ec.europa.eu/clima/policies/strategies/2020_en
- [3] Klemeš, Jiří Jaromír Varbanov, Petar Sabev Wan Alwi, Sharifah Rafidah Manan, Zainuddin Abdul. (2014). *Process Integration and Intensification - Saving Energy, Water and Resources*. De Gruyter. Dostupné z: <https://app.knovel.com/hotlink/toc/id:kpPIISEWRE/process-integration-intensification/process-integration-intensificatio>
- [4] STEHLÍK, P.: *Up-to-Date Waste-to-Energy Approach. From Idea to Industrial Application*, SpringerBriefs in Applied Sciences and Technology, SpringerNature, Switzerland, 2016. ISBN 978-3-319-15466-4
- [5] HODGSON, Michael, Hal LEVIN a Peder WOLKOFF. Volatile organic compounds and indoor air. *Journal of Allergy and Clinical Immunology* [online]. 1994, **94**(2), 296–303. ISSN 0091-6749, 1097-6825. Dostupné z: [https://www.jacionline.org/article/S0091-6749\(54\)00064-4/](https://www.jacionline.org/article/S0091-6749(54)00064-4/)
- [6] BIOM, C. Z. Spolehlivá a ověřená technologie bioplynové stanice. *Biom.cz* [online]. 2015, **17**(9). ISSN 1801-2655. Dostupné z: <https://biom.cz/cz/odborne-clanky/spolehliva-a-overena-technologie-bioplynovy-stance>
- [7] BRUMMER, V. *Zařízení pro zneškodňování odpadních plynů katalytickou oxidací*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2017. 161 s. Vedoucí dizertační práce doc. Ing. Ladislav Bébar, CSc.
- [8] CHEREMISINOFF, Nicholas P. *Handbook of Air Pollution Prevention and Control*. Elsevier Science, 2002. ISBN 978-0-7506-7499-7.
- [9] EVECO BRNO, S.R.O. Technologie ke snižování emisí: Těkavé organické sloučeniny a pachové látky [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: http://www.ekomonitor.cz/sites/default/files/filepath/prezentace/5_voc_a_pachovy_ltky_fin_oplzz.pdf
- [10] *Thermal or Catalytic VOC Oxidation? | Formia Smart VOC* [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <https://www.formiasmartvoc.com/thermal-or-catalytic-voc-oxidation>

- [11] ZHANG, Zhixiang, Zheng JIANG, Wenfeng SHANGGUAN, José GONZÁLEZMARCOS, Rubén LÓPEZ-FONSECA a Juan GONZÁLEZ-VELASCO. Lowtemperature catalysis for VOCs removal in technology and application: A state-of-the-art review. In: Chemical Papers [online]. 2014-01-1, 68(9), s. - [cit. 2019-05-15]. DOI: 10.1016/j.cattod.2015.10.040. ISBN 10.1016/j.cattod.2015.10.040. ISSN 1336- 9075. Dostupné z: <http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0920586115007087>
- [12] PINGXIANG ZHONGTIAN CHEMICAL PACKING CO., LTD [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <http://www.henchchem.com/>
- [13] SARACCO, Guido a Vito SPECCHIA. Catalytic filters for the abatement of volatile organic compounds. *Chemical Engineering Science* [online]. Elsevier, 2000, **55**(5), 897-908 [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0009250999003619>
- [14] ENGA, B a B ENGA. Catalytic Filters Control Diesel Engine Exhaust. Particulate Emissions Substantially Reduced Using Platinum Group Metal Catalysts. *Platinum Met. Rev* [online]. 1982, **26**(2), 50-57 [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <http://search.proquest.com/docview/23359570/>
- [15] NACKEN, Manfred, Steffen HEIDENREICH, Marius HACKEL a Georg SCHAUB. Catalytic activation of ceramic filter elements for combined particle separation, NO_x removal and VOC total oxidation. *Applied Catalysis B: Environmental* [online]. 2007, **70**(1), Papers presented at the 4th International Conference on Environmental Catalysis (4th ICEC) Heidelberg, Germany, June 05 – 08, 2005., 370–376. ISSN 0926-3373. Dostupné z: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0926337306002347?via%3Dihub#fig1>
- [16] Čištění odpadních plynů | Dekonta [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <http://dekonta.cz/sluzby-a-produkty/dekontaminace-lokalit/sanace-pudniho-vzduchu/>
- [17] MUDLIAR, Sandeep, Balendu GIRI, Kiran PADOLEY, Dewanand SATPUTE, Rashmi DIXIT, Praveena BHATT, Ram PANDEY, Asha JUWARKAR a Atul VAIDYA. Bioreactors for treatment of VOCs and odours – A review. *Journal of Environmental Management* [online]. 2010, **91**(5), 1039–1054. ISSN 0301-4797. Dostupné z: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0301479710000071>
- [18] The process flow diagram for CO₂ amine absorption. *ResearchGate* [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: https://www.researchgate.net/figure/The-process-flow-diagram-for-CO-2-amine-absorption_fig1_264124236
- [19] Activated Carbon | Water Purification Technology | ELGA LabWater [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <https://www.elgalabwater.com/technologies/activated-carbon>

- [20] ZHANG, Xueyang, Bin GAO, Anne Elise CREAMER, Chengcheng CAO a Yuncong LI. Adsorption of VOCs onto engineered carbon materials: A review. *Journal of Hazardous Materials* [online]. 2017, **338**, 102–123. ISSN 0304-3894. Dostupné z: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0304389417303564>
- [21] *Optimal design of multicomponent VOC condensation systems - ScienceDirect* [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <https://www.sciencedirect.com.ezproxy.lib.vutbr.cz/science/article/pii/S030438949400014X>
- [22] *Advanced liquid nitrogen technologies* [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: http://www.airproducts.com/microsite/2013_nitrogen_solutions/PDFs/Cryo-Condap.pdf
- [23] SERTH, R. W. *Process heat transfer: principles and applications*. Amsterdam ; London: Elsevier Academic Press, 2007, 755 s. ISBN 978-0-12-373588-1.
- [24] *HCRG type heat pipe heat exchanger* [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: http://www.shventtech.com/product_hcrg-type-heat-pipe-heat-exchanger_29833.html
- [25] „L” Foot / Shoulder Tension Finned Tubing - Wadsworth, Ohio [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <http://www.fintube.com/l-footed-finned-tubing.html>
- [26] PARS Děčín s.r.o. - Dodavatel hutních výrobků a polotovarů, součástí strojů a zařízení. [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <http://www.parsdecin.cz/en/>
- [27] *Thermo-Z® Welded Plate Heat Exchanger - Munters* [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <https://www.munters.com/cs/munters/products/energy-recovery/thermo-z/>
- [28] PICON-NUÑEZ, M., G. T. POLLEY, E. TORRES-REYES a A. GALLEGOS-MUÑOZ. Surface selection and design of plate–fin heat exchangers. *Applied Thermal Engineering* [online]. 1999, **19**(9), 917–931. ISSN 1359-4311. Dostupné z: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1359431198000982>
- [29] WEBB, Ralph L. Plate fin surface geometries. In: *HEDH Multimedia* [online]. B.m.: Begellhouse, 2014 [cit. 2019-05-15]. ISBN 978-1-56700-423-6. Dostupné z: http://hedhme.com/content_map/?link_id=30109&article_id=298
- [30] *Technická keramika* [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <https://www.ceramtec.cz/ceramic-materials/>
- [31] Chemstations | Offering CHEMCAD Chemical Process Simulation Software. *Chemstations 2018* [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <https://www.chemstations.com/>
- [32] *HTRI | HTRI* [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <https://www.htri.net/>
- [33] *Maplesoft - Software for Mathematics, Online Learning, Engineering* [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <https://www.maplesoft.com/>

- [34] *Microsoft Office | Nástroje pro zvyšování produktivity pro domácnost i kancelář* [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <https://products.office.com/cs-cz/home?rtc=1>
- [35] Vliv místních odporů na tlakové ztráty v potrubí. *TZB-info* [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <https://voda.tzb-info.cz/teorie-voda-kanalizace/8514-vliv-mistnich-odporu-na-tlakove-ztraty-v-potrubu>
- [36] Doporučení pro měrný příkon ventilátoru (SFP) a účinnost vzduchotechnických systémů - III. *TZB-info* [online]. [cit. 2019-05-15]. Dostupné z: <https://vetrani.tzb-info.cz/vzduchotechnicka-zarizeni/11135-doporuceni-pro-merny-prikon-ventilatoru-sfp-a-ucinnost-vzduchotechnickych-systemu-iii>
- [37] Jegla Z. *Intenzifikační rekonstrukce – aktuální trend integrované výměny tepla*. Přednáška předmětu „Systémové přístupy pro procesy a energetiku“. Brno 2019.
- [38] KAYS, W. M. (William Morrow) a A. L. (Alexander Louis) LONDON. *Compact heat exchangers*. Repr. ed. 1998 with corrections. Malabar, Fla: Krieger Pub. Co, 1998, xv, 335 s. ISBN 978-1-57524-060-2.
- [39] VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen Ed., VDI Heat Atlas, Second Edition, Springer-Verlag Berlin Heidelberg 2010. ISBN 978-3-540-77876-9

Seznam zkratek a symbolů

Symbol	Význam	Jednotka
A	plocha	[m ²]
a _{h(c)}	šířka desek předehříváku SPV ze strany spalín (SPV)	[m]
b	výška předehříváku SPV	[m]
B _{h(c)}	vzdálenost mezi deskami deskového ohříváku odplynu se strany spalín (odplynu)	[mm]
c _f	součinitel tlakové ztráty	[-]
d	průměr trubky	[m]
F	korekční faktor středního teplotního spádu	[-]
k	tepelná vodivost	[W/m·K]
L	délka	[m]
LHV	výhřevnost	[MJ/kg]
m	hmotnostní průtok	[kg/s], [kg/h]
n _d	počet desek deskového výměníku	[-]
Δp	tlaková ztráta	[Pa]
ΔP	zvýšení elektrického příkonu	[W]
Pr	Prandtlovo číslo	[-]
Q	tepelný tok	[kW], [MW]
Re	Reynoldsovo číslo	[-]
t	tloušťka	[mm]
T	teplota	[°C]
ΔT _{LM}	střední logaritmický teplotní spád	[°C]
U	součinitel prostupu tepla	[W/m ² ·K]
v	rychlost	[m/s]
y	poměr zkroucení kovového pásu	[-]
α	součinitel přestupu tepla	[W/m ² ·K]
η	účinnost	[%]
ξ	místní koeficient tlakové ztráty	[-]
ρ	hustota	[kg/m ³]
Ψ	celkový koeficient tlakové ztráty	[-]

Index	Význam
c	chladný (<i>cold</i>)
h	horký (<i>hot</i>)
i	v pořadí i-tý
in	vstup/vstupní
mod	modifikovaný (proces)
MP	středotlaká sytá – přehřátá pára
mtp	mezitrubkový prostor
odp	odplyn
out	výstup/výstupní
pl_t	hladké trubky (<i>plain tubes</i>)
pal	palivo
PVG	hlavní odplyn
PW	vysokotlaká voda – sytá pára
SP_dew point	rosný bod spalin
SP_stack	vstup spalin do komína
st_d	šroubově stočený drát
st_p	stávající proces
stř	střední
tep	tepelný
tot	celkový
tp	trubkový prostor
turb	turbulizátor
zk_p	zkroucený pásek
ztr	ztrátový
vent	ventilátor

Zkratka	Význam
MP	středotlaká sytá – přehřátá pára
PVG	hlavní odplyn
PW	vysokotlaká voda – sytá pára
SP	spaliny
SPV	spalovací vzduch
VOC	těkavé organické látky (ang. <i>volatile organic compounds</i>)
VG	vedlejší odplyn
ZP	zemní plyn

Seznam obrázků

Obrázek 1 – Cibulový diagram procesní linky.....	6
Obrázek 2 – Schéma obecného výrobního procesu [3]	7
Obrázek 3 – Schéma stávajícího provozu na zpracování průmyslových odpadů.....	8
Obrázek 4 – T-Q diagram tepelné výměny ve stávajícím provozu.....	11
Obrázek 5 – Kompozitní křivky tepelné výměny ve stávajícím provozu.....	12
Obrázek 6 – Rekuperační termické zpracování odplynů (vlevo) a realizace (vpravo) [9].....	15
Obrázek 7 – Schéma regeneračního termického zpracování plynného odpadu [7] ..	15
Obrázek 8 – Vliv přítomnosti katalyzátoru na aktivační energii pro oxidaci VOC [11]	16
Obrázek 9 – Příklady keramických loží sypaných (vlevo) a monolitických (vpravo) [12].....	17
Obrázek 10 – Schéma rekuperačního katalytického zpracování odplynů [11].....	17
Obrázek 11 – Schéma regeneračního katalytického zpracování odplynů [11].....	18
Obrázek 12 – Schéma katalytické filtrace [15]	18
Obrázek 13 – Schéma biofiltrace [17]	19
Obrázek 14 – Schéma absorpce pro odstraňování CO ₂ ze spalin [18].....	20
Obrázek 15 – Struktura zrna adsorbentu a transfer hmoty při adsorpci [19].....	21
Obrázek 16 – Integrované řešení čištění odpadního plynu metodou kondenzace [22]	22
Obrázek 17 – Schéma vícechodého trubkového výměníku s pláštěm bez přepážek [23]	24
Obrázek 18 – Trubkový výměník s pláštěm bez přepážek [24].....	24
Obrázek 19 – Příklady příčně a podélně žebrovaných trubek [25], [26].....	25
Obrázek 20 – Přehled standardních trubkových turbulizátorů	25
Obrázek 21 – Proudová uspořádání deskových výměníků (vlevo) a reálné zařízení [27]	26
Obrázek 22 – Schéma deskového výměníku s vloženými výplněmi [28]	27
Obrázek 23 – Typické druhy profilovaných výplní deskových výměníků [29].....	27
Obrázek 24 – Princip provozu statického regeneračního výměníku [23]	28
Obrázek 25 – Příklad sypaných keramických tělísek pro tepelné regenerátory [30]	29
Obrázek 26 – Schéma modifikace procesu zahrnující přepojení vedlejšího odplynu	33

Obrázek 27 – Bilanční simulace modifikovaného procesu s přepojením proudu VG	33
Obrázek 28 – Schéma modifikace procesu zahrnující intenzifikaci ohříváku odplynu	37
Obrázek 29 – Základní geometrické parametry vybraných typů turbulizátorů	39
Obrázek 30 – Tepelně-hydraulický vliv konstrukce šroubově vinutého drátu na provoz ohříváku odplynu	40
Obrázek 31 – Tepelně-hydraulické porovnání vybraných typů turbulizátorů	41
Obrázek 32 – Analýza vlivu rozteče závitů šroubově vinutého drátu na finanční profit	42
Obrázek 33 – Schéma modifikace procesu zahrnující výměnu trubkového ohříváku odplynu za deskový výměník.....	44
Obrázek 34 – Schéma protiproudého deskového výměníku se základními rozměrovými parametry.....	45
Obrázek 35 – Stanovení optimálních geometrie deskového ohříváku odplynu	47
Obrázek 36 – Schéma modifikace stávajícího procesu zahrnující výměnu trubkového ohříváku odplynu za regenerační výměník s pevným ložem	50
Obrázek 37 – Schéma úpravy procesu zahrnující zavedení předeřevu spalovacího vzduchu	54
Obrázek 38 – Schéma deskového výměníku s hladkými deskami v křížovém uspořádání	56
Obrázek 39 – Diagram korekce středního teplotního rozdílu mezi nepromísenými pracovními látkami v křížovém jednochodém uspořádání [39]	56
Obrázek 40 – Schematické zobrazení katalytického reaktoru	61
Obrázek 41 – Schéma modifikace procesu zahrnující zavedení katalytického reaktoru	62
Obrázek 42 – Schéma komplexní rekonstrukce procesu se zachováním spalovací pece	65
Obrázek 43 – Schéma komplexní rekonstrukce procesu se zavedením katalytického reaktoru a modifikací výměňkové sítě	70
Obrázek 44 – Ekonomické srovnání jednotlivých navržených technologických úprav	75
Obrázek 45 – Energetické srovnání jednotlivých navržených technologických úprav	76
Obrázek 46 – Srovnání jednotlivých navržených technologických úprav se stávajícím provozem z hlediska spotřeby paliva ve zkoumaném provozu a celkového snížení emisí CO ₂ výrobního závodu	79

Seznam tabulek

Tabulka 1 – Složení všech proudů ve stávajícím procesu termického zpracování odplynů	9
Tabulka 2 – Konstrukční a procesní data tepelných zařízení ve stávajícím provozu	10
Tabulka 3 – Výsledky energetické analýzy stávajícího provozu	12
Tabulka 4 – Přehled základních metod zpracování VOC a CO v průmyslových odplynech [7]	13
Tabulka 5 – Typické výměníky tepla pro výměnu tepla mezi plyny	23
Tabulka 6 – Základní vybrané parametry proudu odplynu v ohříváku odplynu	34
Tabulka 7 – Vybrané provozní parametry ventilátoru PVG	35
Tabulka 8 – Porovnání technologicky upraveného procesu s přivedením VG do ohříváku odplynu se stávajícím procesem	35
Tabulka 9 – Ekonomické zhodnocení úpravy stávajícího provozu přivedením proudu VG do ohříváku odplynu	36
Tabulka 10 – Výpočet přestupu tepla a tlakové ztráty při zavedení zkrouceného pásku [37]	39
Tabulka 11 – Výpočet přestupu tepla a tlakové ztráty při zavedení vinutého drátu [37]	40
Tabulka 12 – Porovnání modifikovaného procesu se zavedením turbulizátoru do ohříváku odplynu se stávajícím procesem	43
Tabulka 13 – Ekonomické zhodnocení úpravy procesu formou zavedení turbulizátoru do ohříváku odplynu	43
Tabulka 14 – Základní konstrukční a procesní parametry deskového ohříváku odplynu	48
Tabulka 15 – Porovnání modifikovaného procesu se zavedením deskového ohříváku odplynu se stávajícím procesem	49
Tabulka 16 – Ekonomické zhodnocení modifikace procesu formou zavedení deskového ohříváku odplynu	49
Tabulka 17 – Základní konstrukční a procesní parametry regeneračního ohříváku odplynu	51
Tabulka 18 – Porovnání modifikovaného procesu se zavedením regeneračního ohříváku odplynu se stávajícím procesem	52
Tabulka 19 – Ekonomické zhodnocení modifikace procesu formou zavedení regeneračního ohříváku odplynu	53
Tabulka 20 – Procesní parametry výměníků v procesu s integrovaným předehřevem spalovacího vzduchu	55

Tabulka 21 – Základní konstrukční a procesní parametry deskového přehříváku spalovacího vzduchu.....	57
Tabulka 22 – Porovnání rekonstruovaného procesu ve formě zavedení přehřevu spalovacího vzduchu se stávajícím procesem	58
Tabulka 23 – Ekonomické zhodnocení modifikace procesu formou zavedení přehřevu spalovacího vzduchu.....	59
Tabulka 24 – Základní konstrukční a procesní parametry katalytického reaktoru	61
Tabulka 25 – Porovnání rekonstruovaného procesu ve formě zavedení katalytického reaktoru se stávajícím procesem.....	63
Tabulka 26 – Ekonomické zhodnocení modifikace procesu formou zavedení katalytického reaktoru	64
Tabulka 27 – Základní konstrukční a procesní parametry deskového ohříváku odplynu.....	66
Tabulka 28 – Základní konstrukční a procesní parametry deskového přehříváku spalovacího vzduchu	67
Tabulka 29 – Porovnání tepelného výkonu výměníků tepla produkujících PW a MP páru ve stávajícím provozu s provozem po navržené rekonstrukci	67
Tabulka 30 – Porovnání vybraných provozních parametrů stávajícího procesu s procesem po navržené rekonstrukci	68
Tabulka 31 – Ekonomické zhodnocení navržené rekonstrukce se zachováním spalovací pece	69
Tabulka 32 – Základní konstrukční a procesní parametry deskového ohříváku odplynu.....	71
Tabulka 33 – Porovnání tepelného výkonu výměníků tepla produkujících PW a MP páru ve stávajícím provozu s provozem po navržené rekonstrukci	72
Tabulka 34 – Porovnání vybraných provozních parametrů stávajícího procesu s procesem po navržené rekonstrukci	72
Tabulka 35 – Ekonomické zhodnocení navržené komplexní rekonstrukce zahrnující výměnu spalovací pece za katalytický reaktor.....	73
Tabulka 36 – Snížení emisí CO ₂ ve zkoumaném procesu aplikací navržené technologické úpravy.....	78

Seznam příloh

- Příloha 1: Samostatná příloha práce s názvem souboru:
„Stávající proces – bilance“
- Příloha 2: Samostatná příloha práce s názvem souboru:
„Přepojení VG – bilance“
- Příloha 3: Samostatná příloha práce s názvem souboru:
„Technicko-ekonomické vyhodnocení intenzifikačních prvků“
- Příloha 4: Samostatná příloha práce s názvem souboru:
„Závislost šířek kanálků horké a chladné strany deskového výměníku“
- Příloha 5: Samostatná příloha práce s názvem souboru:
„Zavedení deskového ohříváku PVG – bilance“
- Příloha 6: Samostatná příloha práce s názvem souboru:
„Rozměrový návrh deskového ohříváku odplynu“
- Příloha 7: Samostatná příloha práce s názvem souboru:
„Zavedení regeneračního ohříváku PVG – bilance“
- Příloha 8: Samostatná příloha práce s názvem souboru:
„Zavedení předeřevu spalovacího vzduchu – bilance“
- Příloha 9: Samostatná příloha práce s názvem souboru:
„Rozměrový návrh deskového předeříváku spalovacího vzduchu“
- Příloha 10: Samostatná příloha práce s názvem souboru:
„Zavedení katalytické oxidace – bilance“
- Příloha 11: Samostatná příloha práce s názvem souboru:
„Komplexní rekonstrukce se zachováním spalovací pece“
- Příloha 12: Samostatná příloha práce s názvem souboru:
„Komplexní rekonstrukce se zavedením katalytické oxidace“